

EIN NEUES KONZEPT FÜR DIE
VORAUSBERECHNUNG DES
DRUCKVERLUSTES BEI DER
HYDRAULISCHEN FÖRDERUNG
IM HORIZONTALER ROHR

von
Jorge Patricio Wellmann Valdivia

Erlangen, 1980

EIN NEUES KONZEPT FÜR DIE VORAUSBERECHNUNG DES DRUCKVERLUSTES BEI DER HYDRAULISCHEN FÖRDERUNG IM HORIZONTALEREN ROHR

Der Technischen Fakultät
der Universität Erlangen - Nürnberg
zur Erlangung des Grades
Doktor - Ingenieur

vorgelegt von
Jorge Patricio Wellmann Valdivia

Erlangen, 1980



Als Dissertation genehmigt von
der Technischen Fakultät
der Universität Erlangen-Nürnberg

Tag der Einreichung: 12. 11. 1980

Tag der Promotion : 15. 12. 1980

Dekan : Prof. Dr.-Ing. H. Niemann

Berichterstatter: Prof. Dr.-Ing. O. Molerus

Prof. Dr.-Ing. F. Ebert

Die vorliegende Arbeit ist am Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Erlangen-Nürnberg entstanden.

Mein besonderer Dank gilt dem Lehrstuhlinhaber, Herrn Prof. Dr.-Ing. O. Molerus, der mir die Möglichkeit zur Durchführung dieser Arbeit gegeben hat und durch seine zahlreichen Anregungen zum Gelingen dieser Dissertation beitrug.

Herrn Prof. Dr.-Ing. F. Ebert aus der Universität Kaiserslautern möchte ich für die Übernahme des Korreferates danken.

Danken möchte ich auch dem Deutschen Akademischen Auslandsamt (DAAD), welches mir - durch Verleihung eines Stipendiums - die ersten sechs Monate meines Aufenthaltes in Deutschland ermöglichte.

Mein Dank gilt auch den Mitarbeitern des Lehrstuhls für Mechanische Verfahrenstechnik, insbesondere Herrn H. Fink, Herrn Drost, Fräulein R. Scheffler und Frau O. M. Gleim.



Digitized by the Internet Archive
in 2026

https://archive.org/details/IA41546212_0064

Inhaltsverzeichnis

	Seite
1. Einführung	1
2. Stand der Forschung	2
2.1 Forschungsrichtungen	2
2.2 Druckverlustermittlung	2
2.3 Turbulenzmessungen	3
2.4 Theoretische Modelle	4
3. Beschreibung des Problems	5
3.1 Druckverlustdiagramm	5
3.2 Druckverlustmodelle	8
3.2.1 Modell von Durand	8
3.2.2 Modell von Charles	9
3.2.3 Modifiziertes Charles Modell	12
3.2.4 Theoretisches Modell von Molerus	12
4. Geeignete dimensionslose Kennzahlen für die theoretische Beschreibung der hydraulischen Förderung	15
4.1 Zugrundeliegende Daten	15
4.2 Berechnung des Fluid-Druckverlustanteils	16
4.3 Berechnung des Partikeldruckverlustanteils	17
4.3.1 Druckverlustkennzahl	17
5. Auswertung von Druckverlustmessungen	25
5.1 Widerstandsbeiwertberechnung	25
5.2 Konzentrationseinfluß	26
6. Ein Zustandsdiagramm für die hydraulische Förderung	32

7.	Vorausberechnung des Druckverlustes im gesamten Konzentrationsbereich	37
8.	Erstellung eines Arbeitsdiagramms	39
8.1	Berechnungsbeispiel	39
8.2	Vergleich zwischen gemessenen und berechneten Druckverlustwerten ..	43
9.	Zusammenfassung	48
10.	Symbolverzeichnis	49
11.	Literaturverzeichnis	52

1. Einführung

Unter hydraulischer Förderung versteht man den Transport von pulverförmigem oder körnigem Schüttgut bzw. den Transport von Kapseln mit Hilfe flüssiger Trägermedien - vorwiegend Wasser - durch Rohre.

Aufgrund dieses Prinzips wurde schon 1860 in einer Goldmine in Kalifornien eine Suspension aus goldhaltigem Sand in Wasser 15 m hoch gepumpt. Danach ließ Wallace Andrews (1891) die hydraulische Förderung patentieren. Seitdem hat die industrielle Anwendung und Forschung auf diesem Gebiet ständig zugenommen (1).

Für die Zukunft zeigt diese Transportart große Vorteile im Vergleich mit den traditionellen Methoden (Bahn, Lastwagen, Förderband), da der Energieverbrauch relativ gering und das Verfahren sehr umweltfreundlich ist (2).

Heutzutage wird eine Vielzahl von Feststoffen hydraulisch gefördert, wie z. B. Kohle, Erz, Sand, Kalkstein, Nahrungsmittel und andere körnige Substanzen (2). Neue interessante Anwendungen der hydraulischen Förderung werden die Gewinnung der Manganknollen (3) aus den Ozeanen, der Transport von feinkörniger Kohle in der Kohleverflüssigung (4) und die Förderung von Erz-abräumen (5), (6) sein.

Trotz der täglichen Verwendung der hydraulischen Förderung und nach zahlreichen Forschungsarbeiten auf diesem Gebiet, die während der letzten drei Jahrzehnte veröffentlicht wurden, ist es bis heute niemand gelungen, ein Modell oder eine Theorie zu entwickeln, mit dem man den Druckverlust bei Suspensionsströmungen in Rohrleitungen mit ausreichender Genauigkeit vorausberechnen kann.

In der technischen Literatur findet man zahlreiche Druckverlustmessungen, die in dieser Arbeit berücksichtigt wurden, um ein neues Konzept für die Vorausberechnung des Druckverlustes bei der hydraulischen Förderung zu entwickeln.

Das neue Modell beschreibt den Einfluß der Parameter Strömungsgeschwindigkeit, Korngröße des Feststoffes, Dichte des Feststoffes und Konzentration des Feststoffes in den Bereichen, wie sie zur Zeit bei der hydraulischen Förderung üblich sind.

2. Stand der Forschung

2.1 Forschungsrichtungen

Die Forschung auf dem Gebiet der hydraulischen Förderung kann in zwei Richtungen eingeteilt werden:

a) Experimentelle Druckverlustmessungen an Versuchsanlagen

Dabei werden Korngrößen, Konzentration und Dichte des Feststoffes variiert. Die Geschwindigkeit der Suspension wird zwischen der kritischen Geschwindigkeit (Beginn des Absatzvorganges) und der mit der Pumpe erreichbaren Geschwindigkeit variiert. Der Rohrdurchmesser liegt zwischen 25 und 400 mm, neuerdings gibt es sogar "Versuchsanlagen" mit 600 mm Rohrdurchmesser.

Als Ergebnis dieser Messungen sind zahlreiche Veröffentlichungen publiziert worden, die die Messungen mit Hilfe der Dimensionsanalyse korrelieren.

b) Messungen der Turbulenzstruktur der Zweiphasenströmung

Dabei wird die Änderung des Turbulenzfeldes der Flüssigkeit durch die Wechselwirkung Partikel-Flüssigkeit gemessen. Als Ergebnis dieser Messungen erhält man eine modifizierte Geschwindigkeitsverteilung im Rohr, aus der eine modifizierte Wandschubspannung bestimmt werden kann. Mit Hilfe der Wandschubspannung versucht man einen modifizierten Reibungskoeffizient zu berechnen.

Außerdem sind auf diesem Gebiet einige theoretische Modelle veröffentlicht worden, die die physikalischen Vorgänge der hydraulischen Förderung beschreiben.

2.2 Druckverlustermittlung

Die erste wissenschaftliche Arbeit, die sich mit dem Problem des Druckverlustes bei Fluid-Feststoff-Suspensionen befaßt hat, wurde von Blatch [7] 1906 durchgeführt. Sie veröffentlichte Druckverlustmessungen, die in einem 25 mm Rohr und Sand mit 390 μm Korndurchmesser gemessen wurden.

Zwischen 1906 und 1953 sind nur die Arbeiten von Howard [8] und Ismail [9] bekannt. Mit Durand [10] wurden 1953 die ersten grundlegenden Untersuchungen zur Feststoff-Flüssigkeits-Strömung in Rohrleitungen durchgeführt. Aufgrund umfangreicher Versuche mit Kohle, Sand und Kies für große Bereiche der Teilchengröße, des Rohrdurchmessers und der mittleren Strömungsgeschwindigkeit konnte er sein allgemein bekanntes empirisches Modell für die Berechnung des Druckverlustes bei Suspensionsströmungen aufstellen. Nach der Arbeit von Durand [10] wurde die experimentelle und theoretische Forschung auf dem Gebiet verstärkt betrieben.

Als Ergebnis dieser Forschungen sind zahlreiche Veröffentlichungen publiziert worden, die Modifikationen des Durand Modells darstellen.

Eine Übersichtsdarstellung der schon veröffentlichten Modelle zur hydraulischen Förderung ist im Buch von Zandi [11] oder von Govier [12] angegeben.

2.3 Turbulenzmessungen

Die ersten theoretischen und experimentellen Betrachtungen über die Veränderung des turbulenten Strömungsfeldes in Abhängigkeit von der Konzentration und Korngröße der Feststoffteilchen wurde durch Vanoni [13] durchgeführt. Er stellte fest, daß in der Gleichung (1) des logarithmischen Gesetzes die Kármánsche-Konstante x^* mit der Konzentration abnimmt

$$\bar{u} = u_T \left(\frac{1}{x^*} \ln y^* + c \right), \quad (1)$$

wobei

$\bar{u}$ = die mittlere Strömungsgeschwindigkeit

u_T = die Schubspannungsgeschwindigkeit

y^* = der dimensionslose Abstand von der Wand

x^* und

c = die numerische Konstante, die für Einphasenströmungen die Werte 0.4 bzw. 5.2 annehmen.

1952 stellte Ismail [9] fest, daß die Kármánsche-Konstante x mit zunehmender Konzentration abnimmt, bis sie bei einer Volumenkonzentration von 4.3 % den Wert $x^* = 0.20$ erreicht.

Von Elatta und Ippen [14] wurden Messungen bei höherer Konzentration als bei den Versuchen von Vanoni [13] und Ismail [9] durchgeführt.

Eine interessante Arbeit auf dem Gebiet wurde 1972 von Kazanskij [15] durchgeführt. Er konnte die Veränderung des Turbulenzfeldes mit einem induktiven Durchflußmesser experimentell erfassen. In seiner Dissertation findet man eine sehr gute Zusammenfassung der Forschung auf dem Gebiet der Turbulenztheorie bei Mehrphasenströmungen, sowie zahlreiche Messungen und interessante Schlußfolgerungen.

Die Einführung der Laser-Doppler-Anemometrie (L.D.A.) brachte neue Möglichkeiten zur Messung des Turbulenzfeldes bei der Zweiphasenströmung. Die Veröffentlichungen von Durst [16] und Zisselmar [17] beschreiben diese neue Meßtechnik.

2.4 Theoretische Modelle

Zur Beschreibung der hydraulischen bzw. pneumatischen Förderung sind einige theoretische Modelle veröffentlicht worden, die aufgrund verschiedener Grundüberlegungen den Mechanismus der Transportvorgänge bei Feststoff-Fluid-Strömungen beschreiben.

Hier sind unter anderem die Arbeiten von Hackeschmidt [18], Wallis [19], Gaessler [20], Brauer [21] und Molerus [22] anzuführen.

3. Beschreibung des Problems

3.1 Druckverlustdiagramm

Die Zunahme des Druckverlustes mit zunehmender Konzentration bei Suspensionsströmungen in Rohrleitungen ist in der Abb. 1 schematisch dargestellt.

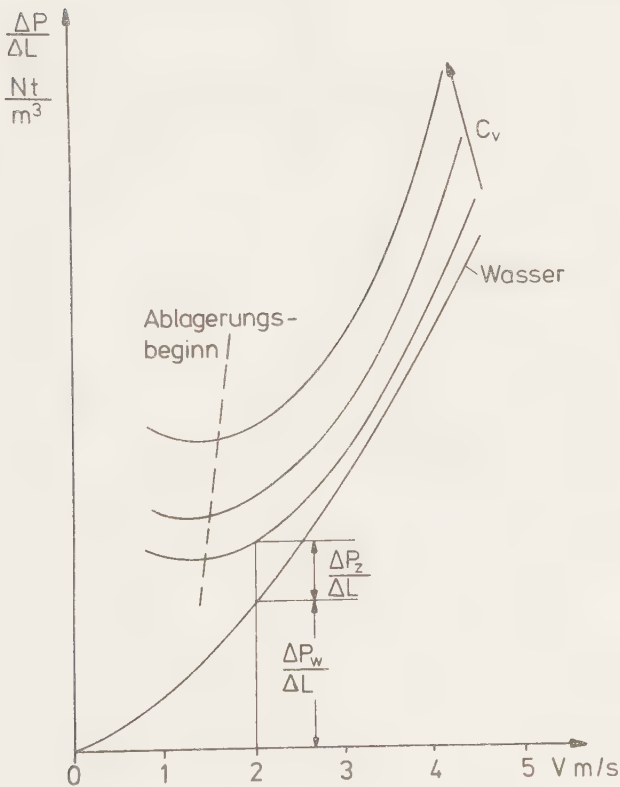


Abb. 1: Druckverlustverlauf bei hydraulischer Förderung (schematisch)

In der Abbildung 1 erkennt man den Verlauf der Flüssigkeitskurve (Volumenkonzentration $c_v = 0$). Die theoretische Bestimmung dieser Kurve ist schon lange gelöst worden und kann mit folgender Gleichung berechnet werden (23):

$$\frac{\Delta P_w}{\Delta L} = \frac{\lambda}{D} \rho_F \frac{v^2}{2} \quad (2)$$

wobei

$\frac{\Delta P_w}{\Delta L}$ ist der Druckverlust des Fluids

λ ist der Widerstandskoeffizient

v ist die Strömungsgeschwindigkeit

ρ_F ist die Dichte des Fluids

mit

$\lambda = \lambda(Re)$ Annahme: Glattes Rohr

Re ist die Reynoldszahl

$$Re = \frac{v \cdot D}{\nu_F} \quad (3)$$

wobei

D ist der Rohrdurchmesser

ν_F ist die kinematische Zähigkeit des Fluids.

Um den Zusatzdruckverlust $\Delta P_z / \Delta L$ zu berechnen, gibt es zahlreiche Gleichungen, die in den nächsten Absätzen beschrieben werden.

In Abbildung 1 erkennt man ein Minimum der Druckverlustkurven bei Suspensionsströmungen ($c_v > 0$), was dem Beginn des Absetz-Vorgangs der Partikeln im Rohr entspricht. Die Geschwindigkeit, bei der die Partikeln anfangen sich abzusetzen, ist als "kritische Geschwindigkeit" bezeichnet worden. Diese Geschwindigkeit hängt von Dichte, Korngröße und Konzentration des Feststoffs ab (9).

Für die Praxis ist diese kritische Geschwindigkeit sehr wichtig, da sie die untere Grenze für einen sicheren Transportzustand darstellt. Eine interessante Arbeit über dieses Thema findet man in der Dissertation von Gödde [1].

Nach oben hin wird die hydraulische Förderung durch die steigenden Energiekosten und den zunehmenden Verschleiß des Rohrmaterials begrenzt. Der Verschleiß der Rohrwand wird durch Partikel-Wandstöße und Rutschen der Partikel an der Wand verursacht. In Abbildung 2 sind einige Verschleißkoeffizienten (24) gegen die Transportgeschwindigkeit mit Kupferabräume-Suspension dargestellt.

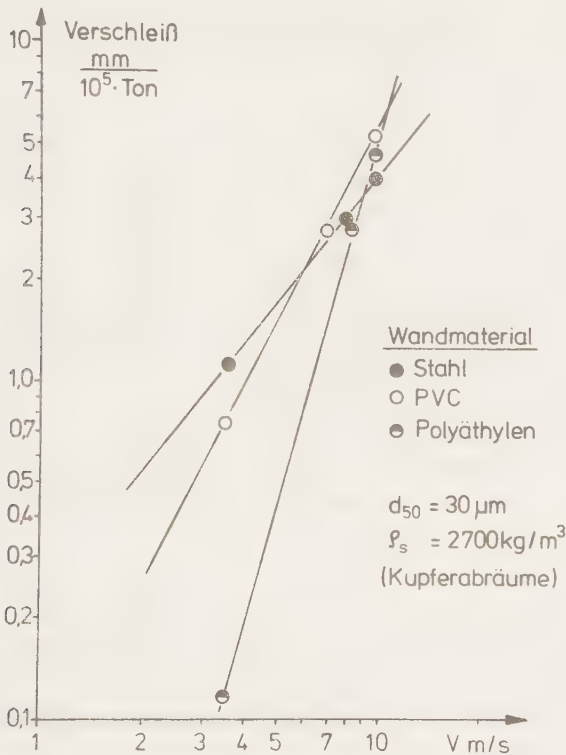


Abb. 2: Verschleißkoeffizienten

Die Begrenzung der Fördergeschwindigkeit nach unten durch die kritische Geschwindigkeit und nach oben durch den stark anfallenden Verschleiß des Rohrmaterials läßt nur einen engen Geschwindigkeitsbereich für die hydraulische Förderung in der Praxis zu.

3.2 Druckverlustmodelle

3.2.1 Modell von Durand

Mit Hilfe der Dimensionsanalyse korrelierte Durand [10] 1953 seine zahlreichen Versuche auf folgender Weise:

$$\frac{I - I_w}{I_w \cdot c_w} = K \left[\frac{g \cdot D \left(\frac{\rho_s}{\rho_f} - 1 \right)}{v^2 \sqrt{c_w}} \right]^{3/2} \quad (4)$$

wobei

I ist das Druckgefälle der Suspension

$$\text{bzw.} \quad I = \frac{\Delta P}{\rho_f \cdot g \cdot \Delta L} \quad (5)$$

mit

ρ_f	Dichte des Fluids
g	Erdbeschleunigung
$\Delta P / \Delta L$	Druckgradient der Suspension
I_w	Druckgefälle des Fluids
D	Rohrdurchmesser
v	Strömungsgeschwindigkeit
K	numerische Konstante (≈ 120)
c_w	Widerstandsbeiwert

$$c_w = c_w (\overline{Re}_{w_f}),$$

wobei

$\overline{Re}_{w_f}$ die Reynoldszahl der Partikeln ist, die mit der Sinkgeschwindigkeit der einzelnen Partikeln w_f gebildet wird.

$$\overline{Re}_{w_f} = \frac{w_f \cdot d}{\nu_F} \quad (6)$$

wobei

d ist die mittlere Korngröße der Partikeln

ν_F ist die kinematische Zähigkeit des Fluids

Die Gleichung (4) von Durand [10] wurde für heterogenen Zustand abgeleitet. Als heterogenen Zustand versteht man den Zustand, in dem die Partikel ungleichmäßig im Rohrquerschnitt verteilt sind (siehe Abb. 3).

Heterogener Zustand

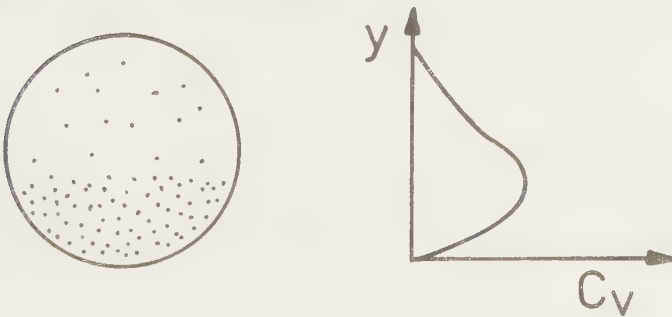


Abb. 3: Heterogener Zustand

3.2.2 Modell von Charles

Charles [25] veröffentlichte zunächst eine Gleichung für den homogenen Zustand der hydraulischen Förderung, das heißt, die Partikel sind gleichmäßig im Rohrquerschnitt verteilt.

Homogener Zustand

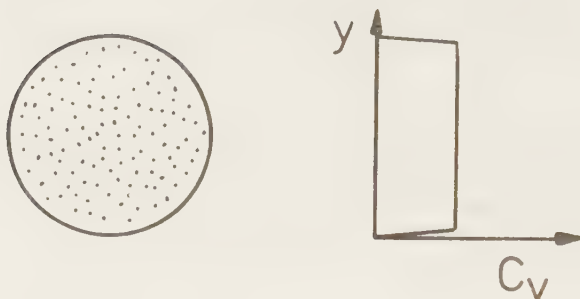


Abb. 4: Homogener Zustand

Charles nahm an, daß die Mischung Feststoff-Flüssigkeit dasselbe Strömungsverhalten wie ein homogenes Fluid mit anderer Dichte hat. Damit kann man schreiben:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{\lambda}{D} \rho_{\text{Susp.}} \frac{v^2}{2g} \quad (7)$$

wobei

$\rho_{\text{Susp.}}$ die Dichte der Suspension ist mit der Definition:

$$\rho_{\text{Susp.}} = \rho_F \left[1 + \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right) c_v \right] \quad (8)$$

c_v ist die Volumenkonzentration des Feststoffs.

So erhält man:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{\lambda}{D} \frac{v^2}{2g} \rho_F \left[1 + \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right) c_v \right] \quad (9)$$

bzw.

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{\lambda}{D} \rho_F \frac{v^2}{2g} + \frac{\lambda}{D} \rho_F \frac{v^2}{2g} \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right) c_v \quad (10)$$

Der erste Term dieser Gleichung ist genau der Druckverlust des Fluids, gemäß Gleichung 1.

Damit erhält man:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{\Delta P_w}{\Delta L} + \frac{\Delta P_w}{\Delta L} \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right) \cdot c_V$$

umgeformt:

$$\frac{\frac{\Delta P}{\Delta L} - \frac{\Delta P_w}{\Delta L}}{\frac{\Delta P_w}{\Delta L} \cdot c_V} = \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right) \quad (11)$$

oder in dimensionsloser Form:

$$\frac{I - I_w}{I_w \cdot c_V} = \frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \quad (12)$$

Charles [25] stellte fest, daß diese Gleichung nur für ganz feine Partikel gut mit Meßwerten übereinstimmt, darum schlug er folgende Gleichung vor:

$$\frac{I - I_w}{I_w \cdot c_V} = K \left[\frac{g \cdot D \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right)}{v^2 \cdot \sqrt{c_w}} \right]^{3/2} + \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right) \quad (13)$$

Diese Gleichung stellt eine Verknüpfung der Durand- und der Charles-Gleichung dar.

3.2.3 Modifiziertes Charles Modell

Das Modell von Charles [25] wurde am Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Erlangen-Nürnberg [26] modifiziert. Es handelt sich um eine einfache mathematische Veränderung der Gleichung (12), um den Übergangsbereich (homogener-heterogener Zustand) zu beschreiben.

Die Gleichung lautet:

$$\frac{I - I_W}{I_W \cdot c_V} = K \left[\frac{g \cdot D \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right)}{v^2 \cdot \sqrt{c_W}} \right]^{3/2} + \frac{1}{1+K \left[\frac{g \cdot D \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right)}{v^2 \cdot \sqrt{c_W}} \right]^{3/2}} \cdot \frac{\left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right)}{1 - c_V} \quad (14)$$

Im heterogenen Bereich (grobkörnige Partikel, kleine Geschwindigkeit) wird der zweite Term sehr klein gegenüber dem ersten. Der erste Term beschreibt also den heterogenen Bereich, während es für den homogenen Bereich (feinkörnige Partikel, hohe Geschwindigkeit) umgekehrt ist, das heißt der Druckverlust wird jetzt durch den zweiten Term beschrieben.

Auf weitere Modellgleichungen soll hier nicht eingegangen werden, sie können in zahlreichen Veröffentlichungen und Dissertationen, die erst in letzter Zeit publiziert wurden, nachgelesen werden (z. B. Zandi [11] und Heine [27]).

3.2.4 Theoretisches Modell von Molerus

Molerus [22] veröffentlichte 1977 ein Modell für die Beschreibung der pneumatischen Förderung, das für diese Dissertation als Ausgangspunkt für die Erstellung eines neuen Modells zur Beschreibung der hydraulischen Förderung dienen sollte. Die Grundkonzeption dieses Modells soll hier zunächst kurz skizziert werden.

Die Bewegung eines einzelnen Partikels im Rohr wurde von Molerus [22] in vier Phasen aufgeteilt. Diese sind:

1. Flugphase oder Strömungsphase
2. Wandstoß (Partikel-Wand)
3. Rutschen an der Wand
4. Flugphase

Molerus stellt für diese vier Phasen Kräftebilanzen auf und leitet schließlich daraus folgende Gleichung für die Schlupfgeschwindigkeit Fluid-Partikel her:

$$\left(\frac{v_{rel}}{v}\right)^2 = \frac{4}{3 \cdot c_w (Re_p)} \left[\psi_{frik} \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1\right) \cdot \frac{d \cdot g}{v^2} + \psi_p \cdot \frac{\rho_S}{\rho_F} \cdot \left(\frac{\rho_F \cdot \mu}{\rho_S}\right)^{1/3} + \psi_w \cdot \frac{\rho_S}{\rho_F} \cdot \frac{d}{D} \right]$$

wobei

$\psi_{frik}, \psi_p, \psi_w$ numerische Konstanten sind.

μ ist die Beladung

v_{rel} ist die Relativgeschwindigkeit.

Diese Gleichung läßt sich als eine Verknüpfung folgender dimensionsloser Kennzahlen auffassen:

Schlupf	$\frac{v_{rel}}{v}$	
Partikel-Froude-Zahl	$Fr_p = \frac{v}{\sqrt{g \cdot d \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1\right)}}$	(15)

Partikel Stoßzahl	$Pa = \frac{\rho_S}{\rho_F} \sqrt[3]{\frac{\rho_F}{\rho_S} \mu}$	(16)
-------------------	--	------

Wandstoßzahl	$W = \frac{\rho_S}{\rho_F} \cdot \frac{d}{D}$	(17)
--------------	---	------

Damit erhält man:

$$\frac{v_{rel}}{v} = \sqrt{\frac{4}{3 \cdot c_w (Re_p)}} \sqrt{\frac{\psi_{frik}}{Fr_p^2} + \psi_p \cdot Pa + \psi_w \cdot W} \quad (18)$$

wobei

$$\overline{Re}_p = \frac{v_{rel} \cdot d}{v_F} \quad (19)$$

Um den Zusatzdruckverlust $\Delta P_z / \Delta L$ zu berechnen, formulierte Molerus [22] folgende Beziehung:

Euler-Zahl

$$Eu = \frac{\Delta P_z}{\rho_F \cdot v^2} \cdot \frac{\rho_S}{\mu \cdot \rho_F} \cdot \frac{d}{\Delta L} \quad (20)$$

bzw.

$$Eu = \frac{\psi_{frik} / Fr_p^2 + \psi_p \cdot P_A + \psi_w \cdot W}{1 - \frac{4}{\sqrt{3c_w} (\overline{Re}_p)} \sqrt{\frac{\psi_{frik}}{Fr_p^2} + \psi_p \cdot P_A + \psi_w \cdot W}} \quad (21)$$

oder

$$Eu = \frac{(v_{rel}/v)^2 / \frac{4}{3c_w (\overline{Re}_p)}}{1 - \frac{v_{rel}}{v}} \quad (22)$$

Diese Kennzahlen wurden für zahlreiche Druckverlustmessungen berechnet, um verschiedene Darstellungen zu studieren. Im nächsten Absatz wird die gefundene Lösung theoretisch abgeleitet und einmal exemplarisch dargestellt.

4. Geeignete dimensionslose Kennzahlen für die theoretische Beschreibung der hydraulischen Förderung

4.1 Zugrundeliegende Daten

Nach einem Vorschlag von Molerus läßt sich ein theoretisches Konzept für die Vorausberechnung des Druckverlustes bei der hydraulischen Förderung wie folgt aufbauen:

Die bekannten Daten sind:

Umwelt:

Erdbeschleunigung g

Anlagedaten:

Rohrdurchmesser D

Stoffdaten:

Feststoff:

Dichte ρ_S

mittlere Partikelgröße $d = dp_{50}$

Hierbei ist Voraussetzung:

Partikeln in nicht zu breiter Kornverteilung vorliegend und mit annähernd kugelförmiger Partikelform.

Fluid:

Dichte ρ_F

Zähigkeit η_F

Hierbei Voraussetzung: Newton'sches Fluid.

Betriebsdaten der Anlage:

Volumenstrom Suspension $\dot{V}_{\text{Susp.}}$

Suspensionsdichte $\rho_{\text{Susp.}}$

bzw. gleichwertig mit $\rho_{\text{Susp.}}$

Transportkonzentration:

$$c_v = \frac{\rho_{\text{Susp.}} - \rho_F}{\rho_S - \rho_F} \quad (23)$$

Gesuchte Größe

Druckgradient $\Delta P/\Delta L$

Hierbei Voraussetzung der ausgebildeten Rohrströmung, da sonst $\Delta P/\Delta L \neq \text{const.}$ längs Förderrohr.

4.2 Berechnung des Fluid-Druckverlustanteils

Sinngemäße Übertragung des Druckverlustansatzes der turbulenten einphasigen Rohrströmung auf die Suspensionsströmung bedeutet:

Die zum Transport der Suspension über eine Strecke von der Länge ΔL erforderliche Verlustleistung beträgt:

$$\Delta P \cdot \dot{V}_{\text{Susp.}} = \Delta P_w \cdot \dot{V}_{\text{Susp.}} + \Delta P_z \cdot \dot{V}_{\text{Susp.}} \quad (24)$$

Es sei an dieser Stelle freimütig zugegeben, daß der vorstehend formulierte Ansatz nicht theoretisch vorformuliert und danach experimentell überprüft wurde, sondern daß eigene wie fremde Messungen von diesem Ansatz besonders gut erfüllt werden und deshalb nachträglich sich die Frage stellte, warum dieser Ansatz so gut mit dem Experiment übereinstimmt.

Bei hydraulischer Förderung ist der mittlere Schlupf der Partikeln relativ zur Fluidströmung im Vergleich etwa zur pneumatischen Förderung relativ gering. Als einheitliche, charakteristische Geschwindigkeit der Suspension kann daher die mit dem Volumenstrom $\dot{V}_{\text{Susp.}}$ gebildete mittlere Geschwindigkeit

$$v = \frac{\dot{V}_{\text{Susp.}}}{\frac{\pi D^2}{4}} \quad (25)$$

gewählt werden.

Bei der laminaren Rohrströmung feinkörniger Partikel wurde vielfach eine Entmischung in unmittelbarer Wandnähe beobachtet [28], [29], [30]. Es ist daher nicht abwegig, bei der turbulenten Suspensionsströmung feinkörniger Partikeln in der viskosen Unterschicht in unmittelbarer Wandnähe ebenfalls eine weitgehende Entmischung der Suspension anzunehmen. Bei grobkörnigen Partikeln, größer als die Dicke der viskosen Unterschicht, führt die Auftriebsbewegung infolge Rotation die Partikel von der Rohrwand weg.

Diese beiden Effekte mögen dazu führen, daß die für den Fluidwiderstandsanteil maßgebliche Strömung in unmittelbarer Rohrwandnähe bei turbulenter Suspensionsströmung so erfolgt, wie wenn das Fluid allein mit der mittleren Geschwindigkeit v strömen würde.

Wegen des völligeren Profils der turbulenten Rohrströmung im Vergleich zur laminaren wirkt sich dann aber die erhöhte Suspensionsviskosität, die bei laminarer Rohrströmung gemessen wird, nicht in vergleichbarem Maße auf die turbulente Rohrströmung aus.

Diesen Überlegungen entsprechend wird für den Fluidanteil des Druckverlustes gesetzt, wie schon in Gleichung (2) definiert wurde:

$$\frac{\Delta P_w}{\Delta L} = \frac{\lambda}{D} \rho_F \frac{v^2}{2}$$

4.3 Berechnung des Partikeldruckverlustanteils

4.3.1 Druckverlustkennzahl

Der zusätzliche Druckverlustanteil wird als von der Relativbewegung der Partikeln zum Fluid verursacht angesehen. Im Vergleich zur pneumatischen Förderung liegen bei der hydraulischen Förderung Fördergeschwindigkeit und Relativbeweglichkeit der Partikeln gegen das Fluid wesentlich niedriger. Aus diesem Grund dürfte das Stoßverhalten der Partikeln untereinander bzw. der Partikeln mit der Rohrwand eine wesentlich geringere Rolle spielen als bei der pneumatischen Förderung. Aus dieser Einschätzung der Problemstellung heraus wird im folgenden das Problem der Ermittlung des Partikeldruckverlustanteils weniger als ein mechanisches Problem, denn vielmehr als ein rein strömungsmechanisches Problem, insbesondere der Partikelumströmung angesehen. Der Partikel-Druckverlustanteil wird hierbei als notwendig dafür angesehen, durch Partikel/Partikel-Stöße, Wandstöße oder Rutschen auf dem Rohrboden abgebremste Partikeln, wie der auf die mittlere Transportgeschwindigkeit zu beschleunigen.

Als für den Partikel-Druckverlust verantwortlichen Mechanismus wird daher die Folge angesehen: Partikel abgebremst aus verschiedenen Ursachen - danach Partikeln wieder beschleunigt durch die vom Fluid auf die Partikeln übertragene Schleppkraft.

Da letztlich die Relativbewegung einzelner Partikel zum Fluid als entscheidend angesehen wird, wird zunächst die Zusatzverlustleistung umgerechnet auf eine mittlere Zusatzverlustleistung pro Partikel.

Im Rohrstück von der Länge ΔL befindet sich die Partikelmasse M_S . Mittlere Verweilzeit Δt , Massenstrom Feststoff $\dot{M}_S$ und Masse M_S sind verknüpft über:

$$M_S = \dot{M}_S \Delta t \quad (26)$$

Im Mittel haben die Partikel eine Schlupfgeschwindigkeit v_{rel} gegen die mittlere Geschwindigkeit v . Die absolute Partikelgeschwindigkeit ist daher:

$$v_{abs} = v - v_{rel} \quad (27)$$

Damit wird die Partikelzahl z in dem Rohrstück von der Länge ΔL schließlich:

$$z = \frac{M_S}{\rho_S \frac{\pi d^3}{6}} = \frac{\dot{M}_S \Delta t}{\rho_S \frac{\pi d^3}{6}} = \frac{\dot{M}_S}{\rho_S \frac{\pi d^3}{6}} \cdot \frac{\Delta L}{v - v_{rel}} \quad (28)$$

bzw.

$$z = \frac{c_v \frac{\pi d^3}{6} \cdot \dot{V}_{Susp.}}{\pi d^3 \frac{\pi d^3}{6} \cdot v - v_{rel}} \quad (29)$$

Die mittlere zusätzliche Verlustleistung pro Partikel im Rohrstück von der Länge ΔL ist dann:

$$\bar{P}_1 = \frac{\Delta P_z \cdot \dot{V}_{Susp.}}{z} \quad (30)$$

bzw.

$$\bar{P}_1 = \frac{\Delta P_z \cdot \frac{\pi d^3}{6} \cdot (v - v_{rel})}{c_v \cdot \Delta L} \quad (31)$$

Wie üblich bei der Behandlung von Problemen der Mehrphasenströmung wird auch hier eine Darstellung mit Hilfe dimensionsloser Kennzahlen angestrebt. Entsprechend wird daher eine geeignete dimensionslose Kennzahl für den Zusatzdruckverlust gebildet aus dem Quotienten von mittlerer Verlustleistung pro Partikel zu der mit der Schleppkraft des Fluids gebildeten Leistung an den Partikeln.

Die mittlere Schleppkraft des Fluids an einer Partikel ist:

$$\overline{F}_1 = c_w (\overline{Re}_p, c_v) \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_F}{2} v_{rel}^2 \quad (32)$$

In dieser Beziehung bezeichnet $c_w (\overline{Re}_p, c_v)$ den von der Transportkonzentration c_v und der Partikel-Reynoldszahl

$$\overline{Re}_p = \frac{v_{rel} \cdot d}{\nu_F} \quad (33)$$

abhängigen Widerstandsbeiwert.

Die mittlere Verlustleistung des Fluids, infolge der mittleren Schleppkraft, ist dann gleich $\overline{F}_1 v$.

Eine geeignete dimensionslose Kennzahl zur Darstellung des Zusatzdruckverlustes ist dabei

$$\frac{\overline{P}_1}{\overline{F}_1 v} = \frac{\Delta P_z \cdot \frac{4}{3} d (v - v_{rel})}{c_v \cdot \Delta L \cdot c_w (\overline{Re}_p, c_v) \rho_F v_{rel}^2 v} \quad (34)$$

bzw.

$$\pi_1 = \frac{\overline{P}_1}{\overline{F}_1 v} = \frac{\Delta P_z}{c_v \rho_F v^2} \cdot \frac{d}{\Delta L} \cdot \frac{4}{3 c_w (\overline{Re}_p, c_v)} \cdot \frac{1 - \frac{v_{rel}}{v}}{\left(\frac{v_{rel}}{v}\right)^2} \quad (35)$$

4.3.2 Kennzahlen des Bewegungszustandes

Der Bewegungszustand der Partikeln und damit entsprechend der gewählten Modellvorstellung der Zusatzdruckverlust hängt ab von folgenden Einflußgrößen des Problems, die in Herkunftsgruppen aufgelistet sind:

a) Umwelt:

1. Erdbeschleunigung g

b) Stoffdaten Feststoff:

2. Feststoffdichte ρ_S
3. Partikelgröße d

c) Stoffdaten Fluid:

4. Fluidichte ρ_F

5. kinematische Fluidzähigkeit ν_F

d) Konstruktive Daten der Anlage:

6. Rohrdurchmesser D

e) Betriebsdaten der Anlage:

7. Transportkonzentration c_v

8. Transportgeschwindigkeit v

f) Bewegungszustand der Partikeln:

9. Mittlere Relativgeschwindigkeit v_{rel}

Geht man den formalen Weg der Dimensionsanalyse, so wird man bei einem hier vorliegenden mechanischen Problem wegen der dann drei Grundgrößen, entsprechend dem Buckinghamtheorem (31) $9 - 3 = 6$, dimensionslose Kennzahlen bilden. Ohne zusätzliche theoretische Überlegungen lassen sich bei 6 dimensionslosen Kennzahlen allein durch Auswertung von Messungen nur äußerst mühsam Verknüpfungen zwischen diesen Kennzahlen ableiten.

Es wird daher hier von einer bestimmten Modellvorstellung ausgegangen, nämlich, daß der Zusatzdruckverlust als Folge der Relativbewegung der Partikel zum Fluid auftritt. Ohne explizit eine instationäre Bewegungsgleichung der Partikeln aufzustellen, lassen sich dimensionsmäßig die Kräfte formulieren, welche die Partikelbewegung beeinflussen. Diese sind ausgedrückt in den hier gewählten Größen:

Schwere minus Auftrieb und damit über dem Reibungsbeiwert auch Reibkraft am Rohrboden rutschender Partikeln:

$$S - A = (\rho_S - \rho_F) \frac{\pi d^3}{6} g \quad (36)$$

Schleppkraft des Fluids infolge der Relativgeschwindigkeit zwischen Fluid und Partikeln entsprechend Gleichung (32).

Der momentane Bewegungszustand der Partikeln ist instationär, d.h. die Bewegung der Partikeln wird durch deren Masse

$$m = \rho_S \frac{\pi d^3}{6} \quad (37)$$

beeinflußt.

Die Partikelbewegung wird weiterhin durch die Transportgeschwindigkeit v und die Berandung des Strömungsfeldes, d.h. dem Rohrdurchmesser D , beeinflusst.

Der Bewegungszustand der Partikeln wird entsprechend der hier gewählten Modellvorstellung durch die mittlere Schlupfgeschwindigkeit v_{rel} beschrieben.

Der Bewegungszustand sollte daher durch die Verknüpfung der sechs Einflußgrößen $S-A$, $\bar{F}_1$, m , v , D , v_{rel} festgelegt sein.

Aus diesen sechs Einflußgrößen lassen sich entsprechend dem Buckinghamtheorem (31) drei dimensionslose Kennzahlen gewinnen.

Diese lassen sich auf anschauliche Weise etwa folgendermaßen herleiten:

1. Kinetische Energie der Partikeln in Verhältnis gesetzt zur Arbeit der Widerstandskraft:

$$X = \frac{m v^2}{\bar{F}_1 D} = \frac{\frac{4}{3} \rho_S v^2 d}{c_w (\bar{Re}_p, c_v) \rho_F v_{rel}^2 D} \quad (38)$$

also:

$$X = \frac{\rho_S d}{\rho_F D} \frac{4}{3 c_w (\bar{Re}_p, c_v)} \left(\frac{v}{v_{rel}} \right)^2 \quad (39)$$

2. Widerstandskraft der Partikeln in Verhältnis gesetzt zu Schwere minus Auftrieb:

$$Y = \frac{\bar{F}_1}{S - A} = \frac{3 c_w (\bar{Re}_p, c_v) \rho_F v_{rel}^2}{4 (\rho_S - \rho_F) d g} \quad (40)$$

bzw.

$$Y = \frac{3 c_w (\bar{Re}_p, c_v)}{4} \cdot \left[\frac{v}{g d \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right)} \right]^2 \cdot \left(\frac{v_{rel}}{v} \right)^2 \quad (41)$$

3. Dimensionslose Darstellung des Widerstandverhaltens der Partikeln:

$$Z = \frac{\bar{F}_1}{c_w (\bar{Re}_p, c_v) \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_F}{2} v^2} \quad (42)$$

also:

$$Z = \left(\frac{v_{rel}}{v} \right)^2 \quad (43)$$

Aus den dimensionslosen Kennzahlen X, Y, Z lassen sich durch einfache Umformung folgende Kennzahlen gewinnen:

$$\pi_2 = \sqrt{Z} = \frac{v_{rel}}{v} \quad (44)$$

$$\pi_3 = \left[\frac{4}{3 c_w (Re_p, c_v)} \cdot \frac{Y}{Z} \right]^{1/2} \quad (45)$$

also:

$$\pi_3 = \sqrt{g d \left(\frac{\rho_s}{\rho_f} - 1 \right)} \quad (46)$$

und eine den Rohrdurchmesser enthaltende Kennzahl:

$$\pi_4 = \frac{d}{D} \cdot \frac{4}{3 c_w (Re_p, c_v)} \quad (47)$$

Mithin sollte der Bewegungszustand der Partikel bei der hydraulischen Förderung eindeutig durch die Verknüpfung der Kennzahlen π_2 , π_3 und π_4 , d. h. einen Zusammenhang

$$\pi_2 = \pi_2(\pi_3, \pi_4)$$

beschrieben sein.

Es ist an dieser Stelle interessant, die erhaltenen dimensionslosen Kennzahlen aufzulisten.

1) Dimensionsloser Zusatzdruckverlust bei der hydraulischen Förderung:

$$\pi_1 = \frac{\Delta P_z}{c_v \rho_F v^2} \cdot \frac{d}{\Delta L} \cdot \frac{4}{3 c_w (\overline{Re}_p, c_v)} \cdot \frac{1 - \frac{v_{rel}}{v}}{\left(\frac{v_{rel}}{v}\right)^2}$$

2) Mittlerer Schlupf der Partikeln:

$$\pi_2 = \frac{v_{rel}}{v}$$

3) Eine Partikel-Froudezahl:

$$\pi_3 = \sqrt{\frac{v}{g d \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1\right)}}$$

4) Eine den Rohrdurchmesser enthaltende Kennzahl:

$$\pi_4 = \frac{d}{D} \cdot \frac{4}{3 c_w (\overline{Re}_p, c_v)}$$

Nun ist aber eine mittlere Relativgeschwindigkeit der Partikeln zum Trägerfluid meßtechnisch kaum zuverlässig zu erfassen. Es wird daher hier ein Weg gewählt, bei dem ein rechnerisches Geschwindigkeitsverhältnis v_{rel}/v durch Druckverlustmessungen ermittelt wird.

Die Kennzahl π_1 , setzt die Zusatzverlustleistung pro Partikel ins Verhältnis zur Verlustleistung der vom Fluid auf eine Partikel übertragenen Schleppkraft. Bei einer exakten Gültigkeit der verwendeten Modellvorstellung sollte daher $\pi_1 = 1$ sein. Mit der Forderung $\pi_1 = 1$ läßt sich aus der Druckverlustmessung ein rechnerischer Partikelschlupf v_{rel}/v ermitteln.

Mit der neuen Kennzahl:

$$x = \frac{\Delta P_z}{c_v \rho_F v^2} \cdot \frac{d}{\Delta L} \cdot \frac{4}{3 c_w (\overline{Re}_p, c_v)} \quad (48)$$

erhält man aus Gleichung (35) mit der Forderung $\pi_1 = 1$ die quadratische Gleichung für $v_{rel}/v = v_{rel}/v(x)$:

$$x \cdot \frac{1 - \frac{v_{rel}}{v}}{\left(\frac{v_{rel}}{v}\right)^2} = 1 \quad (49)$$

bzw. nach v_{rel}/v aufgelöst:

$$\frac{v_{rel}}{v} = \frac{x}{2} \left[\sqrt{1 + 2 \frac{2}{x}} - 1 \right] \quad (50)$$

Hohe Werte des zusätzlichen Druckverlustes bedeuten gemäß der Definitionsgleichung (50) große Zahlenwerte x .

Für große Zahlenwerte x gilt aber die Näherung:

$$\frac{v_{rel}}{v} \approx \frac{x}{2} \left[1 + \frac{2}{x} - 1 \right] \approx 1 \quad (51)$$

d.h. entsprechend ihrer Definition ist die rechnerische Relativgeschwindigkeit physikalisch richtig auf den Wertebereich $0 \leq v_{rel}/v \leq 1$ beschränkt.

Durch Auflösung der Beziehung (50) nach x sollte umgekehrt bei bekanntem v_{rel}/v der dimensionslose Zusatzdruckverlust zu

$$\frac{\Delta P_z}{c_v \rho_F v^2} \cdot \frac{d}{\Delta L} \cdot \frac{4}{3 c_w (\overline{Re}_p, c_v)} \equiv x = \frac{\left(\frac{v_{rel}}{v}\right)^2}{1 - \frac{v_{rel}}{v}} \quad (52)$$

berechnen lassen.

Bis jetzt hat dieses Ergebnis aber lediglich die Qualität einer Scheinauflösung. In der Definition des Zusatzdruckverlustes steht die noch unbekannte mittlere Relativgeschwindigkeit, überdies ist für die Rohrströmung das Widerstandsgesetz $c_w (\overline{Re}_p, c_v)$ unbekannt.

Diese Schwierigkeit läßt sich nach einem Lösungsvorschlag des Verfassers der vorliegenden Arbeit, wie nachstehend beschrieben, überwinden.

5. Auswertung von Druckverlustmessungen

5.1 Widerstandsbeiwertberechnung

Die Beweglichkeit der Partikeln relativ zum Fluid wird zumindest in ihrer Größenordnung durch deren Sinkgeschwindigkeit festgelegt. Als eine Abschätzung für den unbekannten Widerstandsbeiwert c_w ($\overline{Re}_p$, c_v) kann daher über die mit der Sinkgeschwindigkeit w_f gebildete Reynoldszahl

$$\overline{Re}_{w_f} = \frac{w_f \cdot d}{\nu_F} \quad (53)$$

ein Widerstandsbeiwert

$$c_w(\overline{Re}_{w_f})$$

ermittelt werden. Dieser ist für eine bestimmte Partikel/Fluidkombination eindeutig festgelegt.

Ohne zusätzlichen Aufwand an subtiler Meßtechnik läßt sich daher allein durch einfache Druckverlustmessungen an Stelle der ursprünglich eingeführten Größe x die Größe x^* ermitteln.

$$x^* = \frac{\Delta P_z}{c_v \rho_F \nu_F^2} \cdot \frac{d}{\Delta L} \cdot \frac{4}{3 c_w(\overline{Re}_{w_f})} \quad (54)$$

Aber bei Beachtung des Kräftegleichgewichts beim stationären Sinkvorgang gilt:

$$\rho_F \cdot \frac{c_w}{2} (\overline{Re}_{w_f}) \cdot \frac{\pi d^2}{4} \cdot w_f^2 = (\rho_S - \rho_F) \cdot \frac{\pi d^3}{6} \cdot g \quad (55)$$

bzw. nach Umformung:

$$\frac{4}{3 \cdot c_w(\overline{Re}_{w_f})} = \frac{w_f^2}{\left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1\right) \cdot g \cdot d} \quad (56)$$

so erhält man

$$x^* = \frac{\Delta P_z}{c_v \rho_F v^2} \cdot \frac{d}{\Delta L} \cdot \frac{w_f^2}{\left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1\right) g d} \quad (57)$$

bzw.

$$x^* = \frac{\Delta P_z}{c_v (\rho_S - \rho_F) g \Delta L} \cdot \left(\frac{w_f}{v}\right)^2 \quad (58)$$

und mit dieser analog zur Beziehung (50) ein rechnerischer Partikelschlupf

$$\left(\frac{v_{rel}}{v}\right)_r = \frac{x^*}{2} \left[\sqrt{1 + 2 \cdot \frac{2}{x^*}} - 1 \right] \quad (59)$$

ermitteln.

5.2 Konzentrationseinfluß

Mit Hilfe eines Computerprogramms wurde die Beziehung (59) mit eigenen [32] und in der Literatur mitgeteilten [1], [7], [20], [33], [34], [35], [36] Druckverlustmessungen ausgewertet (siehe Tabelle Nr. 1) und jeweils über der Transportkonzentration c_v aufgetragen.

In den nachstehenden Abbildungen 5 bis 7 sind solche Auswertungen beispielhaft für die Förderung von fünf verschiedenen Feststoffen in vier verschiedenen Rohrdurchmessern dargestellt.

Die als Beispiele herausgegriffenen Meßreihen zeigen in Übereinstimmung mit den anderen ausgewerteten, hier aber nicht dargestellten Meßreihen stets folgendes Verhalten:

- i) Abgesehen von hohen Werten x^* bei niedrigen Transportkonzentrationen und niedrigen Fördergeschwindigkeiten, die auf beginnende Ablagerungen hinweisen, existiert innerhalb der in der Technik genutzten Bandbreite der Fördergeschwindigkeiten, d.h. innerhalb des Bereiches $1.5 \text{ m/s} \leq v \leq 3 \text{ m/s}$ bei allen Messungen ein vergleichsweise breiter Bereich der Transportkonzentration, nämlich: $0 \leq c_v \leq 0.25$, in dem der dimensionslose Zusatzdruckverlust x^* von der Feststoffkonzentration praktisch unabhängig ist. Dieser konstante Wert von x^* ist in den Abbildungen 5 bis 7 mit x_0 gekennzeichnet.

Tabelle No. 1

d_{50}	D	ρ_s	ρ_f	Ref.
μm	mm	kg/m^3	kg/m^3	
3 900	42	2 650	1 000	Gödde
5 200	160	1 270	1 000	Gaessler
926	42	2 650	1 000	Gödde
530	25	2 650	1 000	Vocadlo
390	25	2 650	1 000	Blatch
220	52	5 160	1 000	S.R.C.
120	27	2 650	999	Plass
175	52	2 650	1 000	S.R.C.
70	27	2 650	999	Plass
175	108	2 650	1 000	S.R.C.
175	159	2 650	1 000	S.R.C.
175	209	2 650	1 000	S.R.C.
175	263	2 650	1 000	S.R.C.
175	315	2 650	1 000	S.R.C.
40	27	2 650	999	Plass
25	27	2 650	999	Plass
32	52	5 250	1 000	S.R.C.
32	108	5 250	1 000	S.R.C.
25	50	4 660	1 000	Wellmann
32	209	5 250	1 000	S.R.C.
32	263	5 250	1 000	S.R.C.
32	315	5 250	1 000	S.R.C.
12	27	2 650	999	Plass

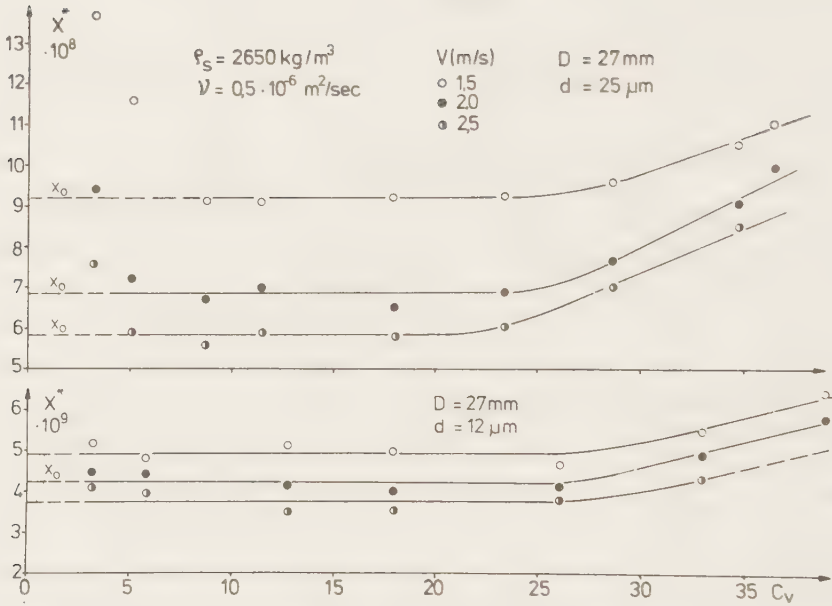


Abb. 5: Verlauf der Kennzahl x^* über der Transportkonzentration ($\rho_s = 2650 \text{ kg/m}^3$, $\rho_F = 1000 \text{ kg/m}^3$, $\nu = 0.5 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, D konst. und d variiert).

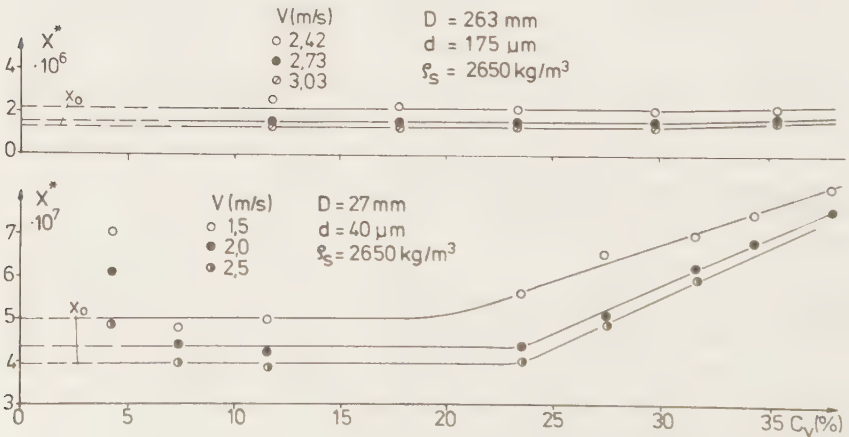


Abb. 6: Verlauf der Kennzahl x^* über der Transportkonzentration ($\rho_s = 2650 \text{ kg/m}^3$, $\rho_F = 1000 \text{ kg/m}^3$, $\nu(\text{oben}) = 1.0 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, $\nu(\text{unten}) = 0.5 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, d und D variiert).

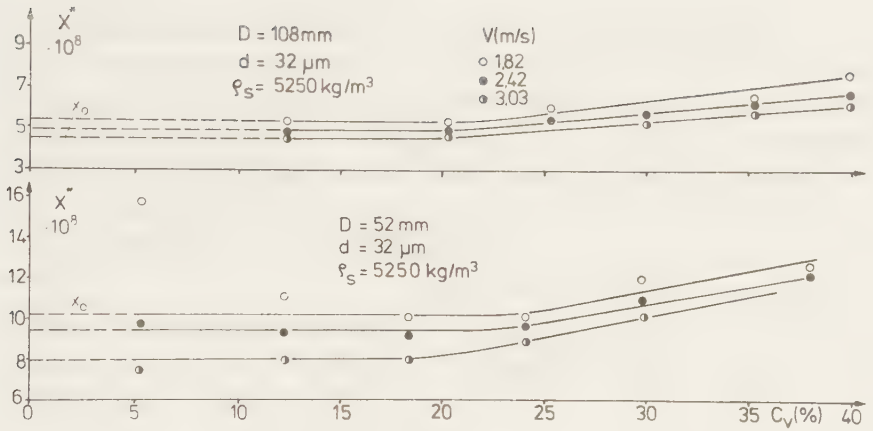


Abb. 7: Verlauf der Kennzahl X^* über der Transportkonzentration ($\rho_s = 5250 \text{ kg/m}^3$, $\rho_F = 1000 \text{ kg/m}^3$, $v = 1.0 \cdot 10^6 \text{ m}^2/\text{s}$, d konst. und D variiert).

ii) Soweit Messungen im Konzentrationsbereich $C_v \leq 0.25$ vorliegen, weisen diese alle oberhalb des $C_v \leq 0.25$ gelegenen Knickpunktes einen praktisch linearen Anstieg auf.

Diese beiden experimentellen Befunde lassen sich zu dem in Abbildung 8 dargestellten schematischen Verlauf zusammenfassen.

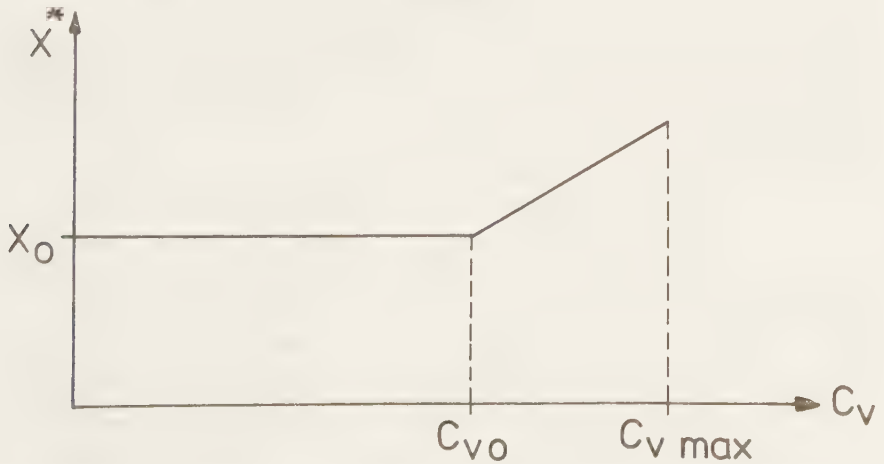


Abb. 8: Schematischer Verlauf der Kennzahl X^* über der Transportkonzentration

Für eine gegebene Fluid/Feststoff-Kombination, gefördert in einem Rohr mit einem bestimmten Durchmesser und bei einer festen Fördergeschwindigkeit v , hängt der dimensionslose Zusatzdruckverlust wie folgt von der Transportkonzentration c_v ab:

Im Bereich $0 \leq c_v \leq c_{v_0}$ ist der dimensionslose Zusatzdruckverlust $x^* = x_0 = \text{const.}$ Oberhalb des bei c_{v_0} gelegenen Knickpunktes steigt er linear an bis zur maximal förderbaren Transportkonzentration $c_{v \text{ max}}$. Dieser Verlauf läßt sich formalmäßig durch die Beziehung

$$x^* = \begin{cases} x_0 & \text{für } 0 \leq c_v \leq c_{v_0} \\ x_0 + \frac{dx^*}{dc_v} \cdot (c_v - c_{v_0}) & \text{für } c_{v_0} \leq c_v \leq c_{v \text{ max}} \end{cases} \quad (60)$$

darstellen. Entsprechend der Beziehung (60) ist der dimensionslose Zusatzdruckverlust durch die drei Parameter x_0 , c_{v_0} , $\frac{dx^*}{dc_v}$ festgelegt.

Wegen des bei hohen Feststoffkonzentrationen hohen Druckverlustes bzw. starken Abriebs grobkörniger Partikeln werden grobkörnige Partikeln mit Korngrößen im Millimeterbereich im allgemeinen nur bei Transportkonzentrationen $c_v \leq c_{v_0}$ gefördert, d.h. bei grobkörnigen Partikeln liegen kaum Messungen im Bereich ansteigender Werte x^* vor (mit Ausnahme Kohle).

Für feinkörnige Partikeln liegen unter anderem die Messungen von Plass [34] mit mittleren Korngrößen von $d = 12 \mu\text{m}$, $25 \mu\text{m}$, $40 \mu\text{m}$, $70 \mu\text{m}$ und $120 \mu\text{m}$ im genannten förderbaren Konzentrationsbereich vor. Aus diesen Messungen ergeben sich die Zahlenwerte $c_{v_0} \approx 0.25$ bzw. $c_{v \text{ max}} \approx 0.4$.

Der prinzipielle Verlauf des dimensionslosen Zusatzdruckverlustes gemäß Abbildung 8 läßt sich entsprechend dem hier vorgestellten theoretischen Konzept wie folgt erklären:

In dem Bereich mit $x^* = x_0 = \text{const.}$ ist die vom Fluid pro Partikel zu erbringende Zusatzverlustleistung unabhängig von der Transportkonzentration. Erst oberhalb des bei $c_{v_0} \approx 0.25$ gelegenen Knickpunktes steigt die pro Partikel zu erbringende Zusatzverlustleistung linear mit der Konzentration. Der Anstieg des dimensionslosen Druckverlustes im Bereich $c_{v_0} \leq c_v \leq c_{v \text{ max}}$ ist daher

nicht auf eine konzentrationsabhängige Veränderung des Strömungswiderstandes der Partikeln im Fluid, sondern auf die zunehmende gegenseitige Behinderung der Partikeln bei hohen Transportkonzentrationen zurückzuführen.

Will man entsprechend dem hier dargestellten Konzept das Druckverlustverhalten bei der hydraulischen Förderung allgemeingültig beschreiben, so hat man für alle möglichen Kombinationen von Fluiden, Partikeln und Rohrdurchmessern die die Beziehung (60) festlegenden Parameter x_0 , c_{v0} und dx^*/dc_v darzustellen.

Eine solche allgemeingültige Darstellung, die überdies auch eine anschauliche physikalisch sinnvolle Interpretation der Ergebnisse ermöglicht, wird im nächsten Abschnitt für die Größe x_0 vorgestellt.

6. Ein Zustandsdiagramm für die hydraulische Förderung

Wie im vorangehenden Abschnitt an einigen Beispielen dargestellt, läßt sich für jede Meßreihe, d.h. für jedes Fördergut in einem bestimmten Rohrdurchmesser, mit einem bestimmten Fluid gefördert, für eine feste Fördergeschwindigkeit v ein vergleichsweise breiter Bereich finden, in dem der dimensionslose Zusatzdruckverlust konzentrationsunabhängig ist, d.h. in dem

$$x^* = x_0 = \text{const.}$$

gilt. Mit dem so gefundenen Zahlenwert x_0 läßt sich für jede Meßreihe entsprechend der Vorschrift Gleichung (59) ein Partikelschlupf

$$\left(\frac{v_{\text{rel}}}{v}\right)_0 = \frac{x_0}{2} \left[\sqrt{1 + 2 \frac{2}{x_0}} - 1 \right] \quad (61)$$

berechnen.

Entsprechend den, in Abschnitt 4.3.2 beschriebenen Überlegungen sollte aber der Partikelschlupf v_{rel}/v von der Gleichung (46) definierten Partikel-Froudezahl und der durch Gleichung (47) definierten Kennzahl π_4 abhängen.

Da die Kennzahl π_4 ebenso wie die ursprüngliche Druckverlustkennzahl das unbekannte Widerstandsgesetz $c_w(\overline{Re}_p, c_v)$ enthält, ersetzt man analog zu dem Vorgehen bei der Druckverlustkennzahl das unbekannte Widerstandsgesetz $c_w(\overline{Re}_p, c_v)$ durch den Widerstandsbeiwert $c_w(\overline{Re}_{w_f})$ und auch bei Beachtung des Kräftegleichgewichts bei stationärem Sinkvorgang Gleichung (56), d.h. es wird neu die Kennzahl

$$\pi_4 = \frac{d}{D} \cdot \frac{4}{3 \cdot c_w(\overline{Re}_{w_f})} = \frac{d}{D} \frac{w_f^2}{\left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1\right) g d} \quad (62)$$

bzw.

$$\pi_4 = \frac{w_f^2}{\left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1\right) g D} = Fr^{*2} \quad (63)$$

eingeführt.

In konsequenter Verfolgung des in Abschnitt 4.3 beschriebenen Konzeptes ist dann zu erwarten, daß der mit x_0 berechnete Partikelschlupf $(v_{rel}/v)_0$ eine eindeutige Funktion der beiden, durch Gleichung (48) bzw. durch Gleichung (63) definierten Kennzahlen Fr_p bzw. Fr^{*2} ist. Sämtliche, dem Autor zugängliche Druckverlustmessungen, wurden auf diese Art ausgewertet. In Abbildung 9 ist das Ergebnis dieser Auswertung als $(v_{rel}/v)_0$ über Fr_p mit Fr^{*2} als Parameter dargestellt.

Die eindeutige Schichtung der Meßwerte für die verschiedensten Materialdaten zeigt die grundsätzliche Richtigkeit des gewählten Ansatzes. Es wurden etwa eintausend Einzelmessungen an Anlagen mit

Rohrdurchmesser	$25 \leq D \leq 315 \text{ mm}$
Partikelgrößen	$12 \leq d \leq 5200 \text{ }\mu\text{m}$
Feststoffdichten	$1270 \leq \rho_s \leq 5250 \text{ kg/m}^3$

zur Auswertung herangezogen.

Die Kennzahl Fr^{*2} tritt in dem Diagramm als Parameter auf. Aus der Definition dieser neuen eingeführten Froudezahl ist unmittelbar zu entnehmen, daß diese kleine Zahlenwerte annimmt für feine Partikeln (w_f klein), dagegen große für grobe Partikeln. Wie zu erwarten, entsprechen dabei auch kleine Zahlenwerte der modifizierten Froudezahl (Fr^{*2}) einer sehr kleinen Schlupfgeschwindigkeit der Partikeln. Schlupfwerte $v_{rel}/v \rightarrow 1$ werden erwartungsgemäß nur für die größten Partikeln erreicht.

Die Partikel-Froudezahl Fr_p bewertet die Transportgeschwindigkeit im Vergleich zur Sinkbewegung der Partikeln. Einen merklichen Einfluß der Partikel-Froudezahl stellt man daher nur für kleine Partikel-Froudezahlen und bei groben Partikeln, d.h. bei den höchsten Zahlenwerten der Sinkgeschwindigkeit gebildeten Froudezahl (Fr^{*2}) fest. Für entsprechend feinkörnige Partikeln und damit niedrigen Zahlenwerte der modifizierten Froudezahl ist die Suspension praktisch ein homogenes Fluid und somit die Partikel-Froudezahl ohne Einfluß. Spätestens jetzt ist eine Erklärung für die spezielle Wahl der in dem Zustandsdiagramm auftretenden dimensionslosen Kennzahlen nötig. Diese spezielle Kombination der Einflußgrößen erfolgte deshalb, weil sie folgende sinnvolle Gruppierung der ursprünglichen Einflußgrößen liefert:

Der rechnerische Partikelschlupf $(v_{rel}/v)_0$ ist letztlich nichts anderes als ein auf den Wertebereich zwischen Null und Eins nomierter dimensionsloser Druckverlust, der aber in dieser Form eine anschauliche und physikalisch sinnvolle Deutung insbesondere des Zustandsdiagrammes Abbildung 9 gestattet.

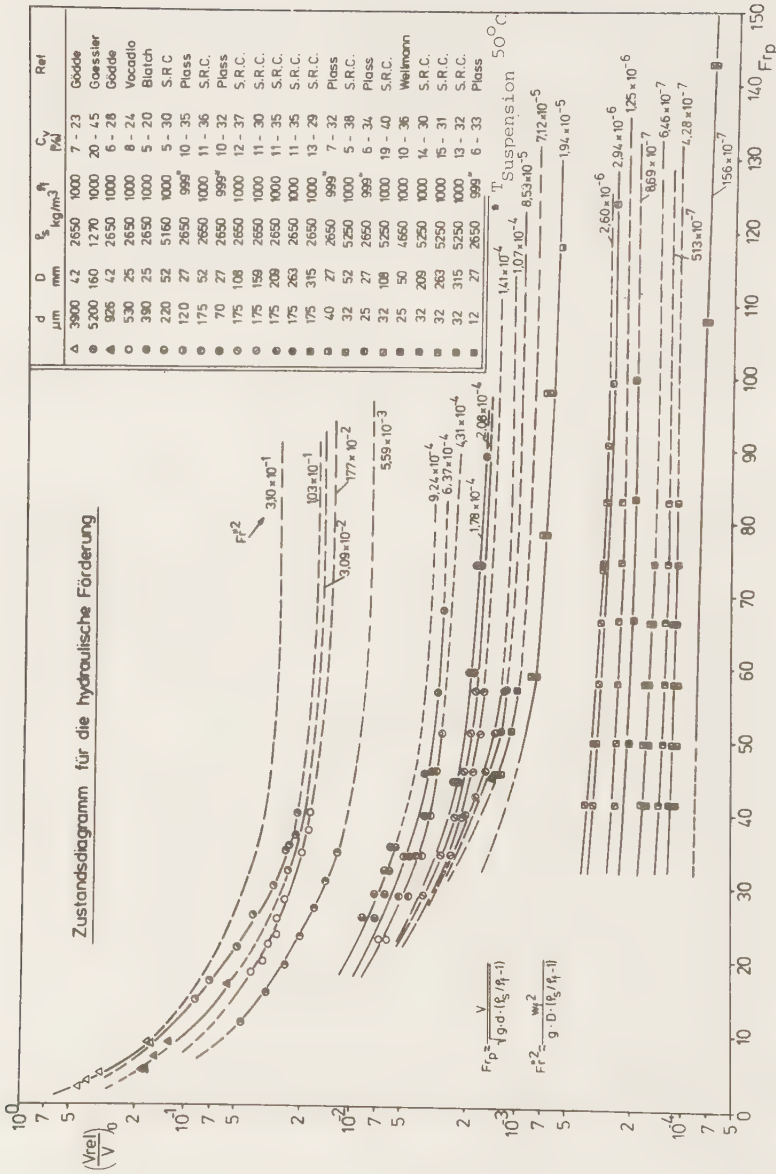


Abb. 9: Zustandsdiagramm für die hydraulische Förderung

Die Partikel-Froudezahl ist eine dimensionslose Darstellung einer Betriebsgröße, nämlich des Volumenstromes der Suspension.

Die modifizierte Froudezahl (Fr^{*2}) ist eine Kennzahl, welche die Sinkgeschwindigkeit der Partikeln sowie die die Anlage kennzeichnende Größe, nämlich den Rohrdurchmesser enthält.

An dieser Stelle lohnt sich eine genauere Inspektion des aufgestellten Zustandsdiagrammes. Die Staffelung der Meßpunkte im Zustandsdiagramm ist eindeutig hinsichtlich sämtlicher Merkmale:

- 1) Partikeldurchmesser, Partikeldichte konstant, Rohrdurchmesser variiert.
Vergleiche hierzu die Messungen mit Partikeldurchmesser $d = 175 \mu\text{m}$, Feststoffdichte $\rho_S = 2650 \text{ kg/m}^3$ in den Förderröhren mit $D = 52, 108, 159, 209, 263$ und 315 mm (Ref. S.R.C.)
- 2) Partikeldichte, Rohrdurchmesser konstant, Partikeldurchmesser variiert.
Vergleiche hierzu die Messungen mit Rohrdurchmesser $D = 27 \text{ mm}$, Feststoffdichte $\rho_S = 2650 \text{ kg/m}^3$ und den Partikeldurchmesser $d = 12, 25, 40, 70$ und $120 \mu\text{m}$ (Ref. Plass).
- 3) Partikelgröße annähernd, Rohrdurchmesser exakt konstant, Partikeldichte variiert. Vergleiche Messungen:
 $d = 220 \mu\text{m}$, $D = 52 \text{ mm}$, $\rho_S = 5160 \text{ kg/m}^3$ (Ref. S.R.C.)
mit Messungen:
 $d = 175 \mu\text{m}$, $D = 52 \text{ mm}$, $\rho_S = 2650 \text{ kg/m}^3$ (Ref. S.R.C.)
- 4) Variation der Zähigkeit des Fluids.
Vergleiche hierzu die am Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Erlangen-Nürnberg durchgeführten Messungen (Ref. Plass), die sämtlich im Zusammenhang mit Wärmeübergangsmessungen und deshalb bei erhöhten Temperaturen (50°C) durchgeführt wurden [34].
Diese lassen sich nur dann richtig einordnen, wenn die Partikelsinkgeschwindigkeit mit der bei 50°C im Vergleich zu üblichen Förderstromapparaturen nur noch halb so großen kinetischen Zähigkeit berechnet wird.

Als generelles Indiz für die Brauchbarkeit des Diagramms Abb. 9 kann angesehen werden, daß dieses hinsichtlich der modifizierten Froudezahl für die große Variationsbreite

$$0.31 \geq Fr^{*2} \geq 1.56 \cdot 10^{-7}$$

gilt.

Das im Zustandsdiagramm Abbildung 9 noch offene Gebiet bei hohen Partikel-Froudezahlen und hohen Zahlenwerten der Kennzahl Fr_{K2} entspricht der Förderung von groben Partikeln mit hohen Transportgeschwindigkeiten. Wegen hohem Druckverlust bzw. Rohrwandverschleiß oder Abrieb des geförderten Feststoffes ist dieser Bereich für die technische Praxis ohne Bedeutung. Umgekehrt entspricht der noch offene Bereich bei kleinen Partikel-Froudezahlen und kleinen Zahlenwerten der Rohrkennzahl der Förderung feinkörniger Partikeln bei sehr niedrigen Fördergeschwindigkeiten, die wegen der niedrigen Drucksatzleistungen wirtschaftlich uninteressant ist.

7. Vorausberechnung des Druckverlustes im gesamten Konzentrationsbereich

Mit dem Zustandsdiagramm Abbildung 9 als Kernstück läßt sich eine Methode zur Vorausberechnung des dimensionslosen Zusatzdruckverlustes x^* im gesamten Konzentrationsbereich aufbauen. Entsprechend den für den Parameter x_0 erhaltenen Ergebnissen, wird man für die übrigen in der Beziehung (60) auftretenden Parameter, nämlich c_{v0} erwarten, daß diese ebenfalls von der Partikel-Froudezahl und der Rohrkenzahl abhängen.

Wie bereits zuvor erwähnt, spielt der Bereich hoher Feststoffkonzentrationen und dann ansteigender dimensionsloser Zusatzdruckverluste x^* wenigstens bis heute aus rein praktischen Gründen nur bei der Rohrströmung vergleichsweise feinkörniger Partikeln eine Rolle. Die Rohrströmung feinkörniger Partikeln ist aber durch kleine Zahlenwerte der modifizierten Froudezahl Fr^{*2} gekennzeichnet. Wie ein Blick auf Abbildung 9 lehrt, liegen diese kleinen Zahlenwerte in der unteren Bildhälfte des Zustandsdiagramms der hydraulischen Förderung. Dort ist aber die Abhängigkeit der rechnerischen Relativgeschwindigkeit $(v_{rel}/v)_0$ von der Partikel-Froudezahl, wenn überhaupt, dann nur schwach ausgeprägt.

Es ist daher nicht verwunderlich, daß in diesem Bereich auch die beiden anderen Parameter, c_{v0} bzw. dx^*/dc_v nicht von der Partikel-Froudezahl abhängen.

Für c_{v0} ergibt sich das einfache Ergebnis $c_{v0} \approx 0.25$ mit schwacher Tendenz wachsender Werte c_{v0} mit zunehmender Partikelgröße. Wie Abbildung 10 zeigt, hängt dx^*/dc_v linear von der modifizierten Froudezahl Fr^{*2} ab.

Wie gesagt gelten die hier vorgelegten Ergebnisse für c_{v0} bzw. dx^*/dc_v für eher feinkörnige Partikeln mit $d \leq 200 \mu m$ und eventuell für grobkörnige Partikeln, da der lineare Verlauf der Parameter dx^*/dc_v auch für die Druckverlustmessungen von Kohle ($d = 5200 \mu m$) festgestellt wurde. Aber es wäre empfehlenswert, Druckverlustmessungen in dem Bereich $200 \mu m \leq d \leq 5000 \mu m$ durchzuführen, um das hier vorgelegte Konzept auch auf hydraulischer Förderung grobkörniger Partikeln bei extrem hohen Feststoffkonzentrationen anzuwenden.

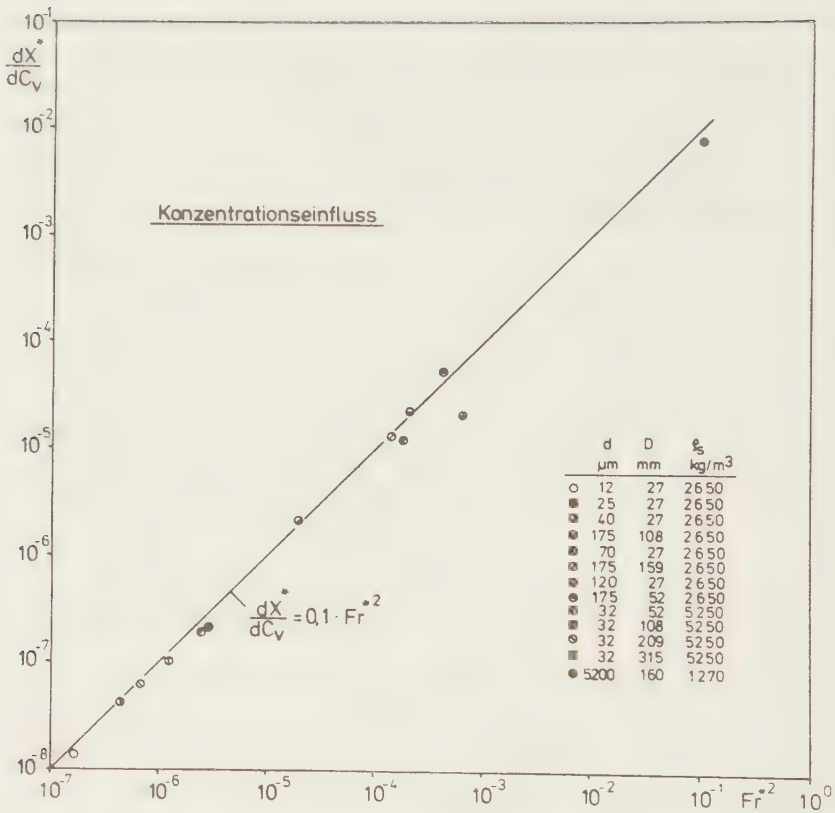


Abb. 10: Korrektur der Kennzahl x^* bei höherer Konzentration ($c_v > 0.25$)

8. Erstellung eines Arbeitsdiagramms

Nachdem die in der Abbildung 9 vorgestellte Darstellung der Meßergebnisse sich als brauchbar erweist, wurde ein ideales Zustandsdiagramm durch Interpolation der in Abbildung 9 wiedergegebenen Meßergebnisse ein Zustandsdiagramm aufgebaut. Ausgezogen gezeichnet sind die Bereiche, die durch Messungen abgedeckt sind. Gestrichelt gezeichnet sind die Bereiche, in denen keine Messungen vorliegen, die aber aus den zuvor genannten Gründen für die Praxis weniger von Bedeutung sind (siehe Abb. 11).

8.1 Berechnungsbeispiel

Zur Auslegung einer hydraulischen Förderanlage sind zunächst folgende Daten vorgegeben:

Mittlere Korngröße des Feststoffes	$d = 38 \mu\text{m}$
Dichte des Feststoffes	$\rho_S = 4700 \text{ kg/m}^3$
Dichte des Fluids	$\rho_F = 1000 \text{ kg/m}^3$
Kinematische Zähigkeit des Fluids	$\nu_F = 1.0 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
Rohrdurchmesser	$D = 100 \text{ mm}$
Strömungsgeschwindigkeit	$v = 2.5 \text{ m/s}$

Zur Festlegung der erforderlichen Pumpenleistung soll nun der zu erwartende Druckverlust mit Hilfe des neu erstellten Diagramms berechnet werden. Dabei sollen Volumenkonzentrationen zwischen 20 % und 35 % betrachtet werden.

Der genannte Druckverlust besteht aus Fluidanteil (siehe Gleichung 2) und Partikelanteil bzw. Zusatzdruckverlust $\Delta P_Z / \Delta L$.

In diesem Beispiel soll nur die Bestimmung des Zusatzdruckverlustes gezeigt werden.

1) Bestimmung der Sinkgeschwindigkeit der einzelnen Partikel

$$w_f = \sqrt{\frac{4}{3} g d \left(\frac{\rho_S}{\rho_F} - 1 \right) \frac{1}{c_w}}$$

wobei

$$c_w = c_w(\overline{Re}_{w_f})$$

$$g \quad \text{Erdbeschleunigung} \approx 9.8 \text{ m/s}^2$$

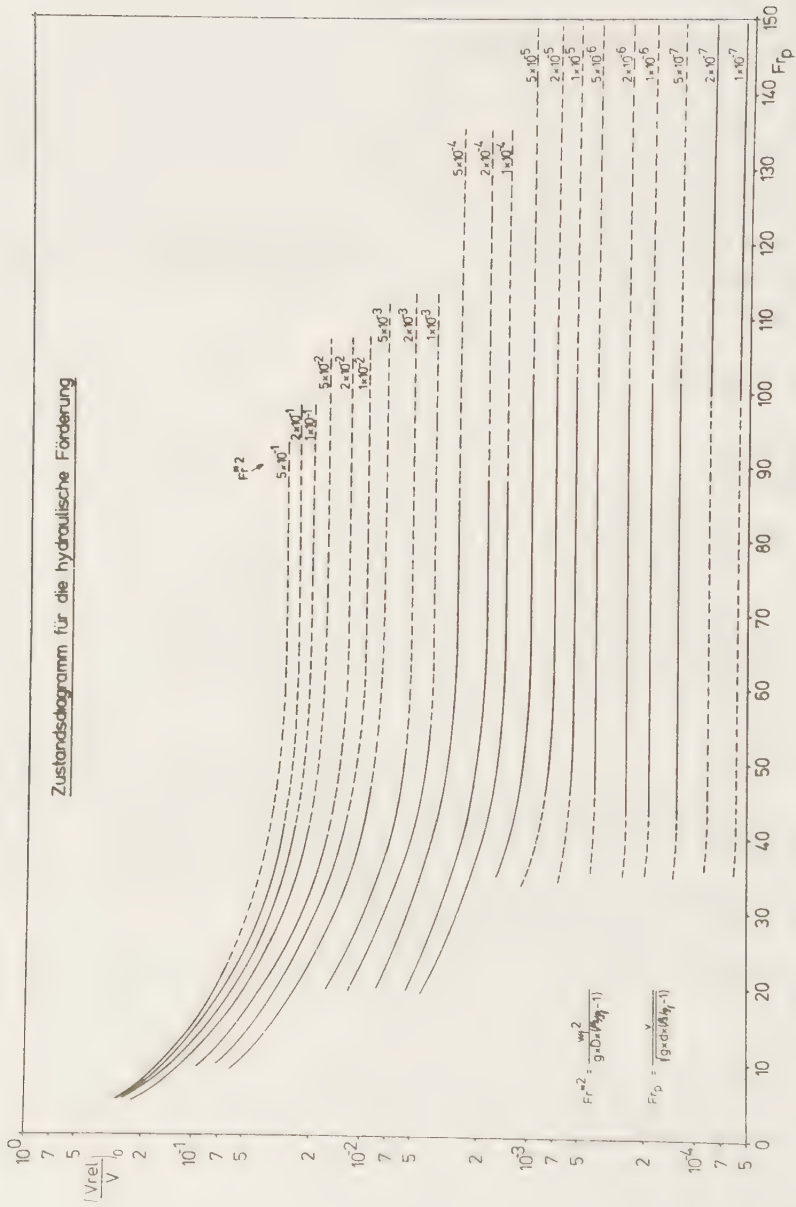


Abb. 11: Zustandsdiagramm für die hydraulische Förderung

Da die mittlere Korngröße der Partikeln sehr klein ist, ist zu erwarten, daß die Sinkgeschwindigkeit im laminaren Bereich liegt.

Darum gilt

$$c_w = \frac{24}{Re_{w_f}} = \frac{24 \cdot v_F}{w_f \cdot d}$$

So erhält man die bekannte Gleichung für die Sinkgeschwindigkeit

$$w_f = \frac{1}{18} g d^2 \frac{(\rho_S - \rho_F)}{v_F}$$

Durch Einsetzen der entsprechenden Zahlenwerte erhält man

$$w_f = 2.91 \cdot 10^{-3} \text{ m/s.}$$

Dies entspricht einer Reynoldszahl von:

$$Re_{w_f} = 1.11 \cdot 10^{-1} \text{ (d.h. laminarer Bereich).}$$

2) Berechnung der Partikel-Froudezahl Fr_p und der modifizierten Froudezahl Fr^{*2} .

$$Fr_p = \frac{v}{\sqrt{g d (\rho_S - \rho_F)}} \quad Fr^{*2} = \frac{w_f^2}{g D (\rho_S - \rho_F)}$$

Durch Einsetzen der Zahlenwerte:

$$Fr_p = 67.3$$

$$Fr^{*2} = 2.34 \cdot 10^{-6}$$

3) Ermittlung der dimensionslosen Schlupfgeschwindigkeit v_{rel}/v aus dem Zustandsdiagramm (Abbildung 11).

Mit $Fr_p = 67.3$ und $Fr^{*2} = 2.34 \cdot 10^{-6}$ erhält man:

$$\frac{v_{rel}}{v} = 3 \cdot 10^{-4}.$$

4) Konzentrationseinfluß

a) $c_v = 0.2$ Minimale Konzentration
 $0.2 \leq c_{v_0}$ $c_{v_0} \approx 0.25$ (Abschnitt 5.2)

Dann gemäß der Definition der zusätzlichen Druckverlustkennzahl (Gleichung 52)

$$x^* = \frac{(v_{rel}/v)^2}{1 - v_{rel}/v}$$

$$x^* = 9 \cdot 10^{-8}.$$

b) $c_v = 0.35$ Maximale Konzentration
 $c_v > c_{v_0}$

In diesem Fall gilt nach Gleichung (60)

$$x^* = x_0 + \frac{dx^*}{dc_v} \cdot (c_v - c_{v_0})$$

$$x_0 = 9 \cdot 10^{-8} \text{ (aus Fall a)}$$

$$\text{und } \frac{dx^*}{dc_v} = f(Fr^{*2}).$$

Aus der Abbildung 10 erhält man:

$$\frac{dx^*}{dc_v} = 0.1 \cdot Fr^{*2}$$

$$\frac{dx^*}{dc_v} = 2.34 \cdot 10^{-7}.$$

5) Zusatzdruckverlust

Aus der Definition der zusätzlichen Druckverlustkennzahl x^* (Gleichung 58)

$$x^* = \frac{\Delta P_z}{c_v (\rho_S - \rho_F) g \Delta L} \cdot \left(\frac{w_f}{v} \right)^2.$$

Das bedeutet:

$$\frac{\Delta P_z}{\Delta L} = x^* \cdot c_v \cdot (\rho_S - \rho_F) g \left(\frac{v}{w_f} \right)^2$$

So Fall a):

$$\frac{\Delta P_z}{\Delta L} = 481 \left[\frac{\text{N}}{\text{m}^3} \right] \quad \text{für} \quad c_v = 0.2$$

Fall b):

$$\frac{\Delta P_z}{\Delta L} = 1060 \left[\frac{\text{N}}{\text{m}^3} \right] \quad \text{für} \quad c_v = 0.35.$$

Der zusätzliche Druckverlust liegt in dem Bereich

$$481 \leq \frac{\Delta P_z}{\Delta L} \leq 1060 \left[\frac{\text{N}}{\text{m}^3} \right]$$

8.2 Vergleich zwischen gemessenen und berechneten Druckverlustwerten

Mit Hilfe des neu vorgestellten idealen Zustandsdiagramms der hydraulischen Förderung (Abbildung 11) und mit den Definitionen der neuen Kennzahlen wurden berechnete Druckverlustwerte für drei verschiedene Feststoffe (Sand, Kohle und Eisenerzkonzentrat) in einem breiten Bereich von Partikeldurchmesser, Rohrdurchmesser, Strömungsgeschwindigkeit und Konzentration des Feststoffes mit gemessenen Druckverlustwerten verglichen. Die Ergebnisse dieses Vergleichs sind in den Abbildungen 12 bis 19 dargestellt. Daraus erkennt man eine sehr gute Übereinstimmung zwischen berechneten und gemessenen Druckverlustwerten.

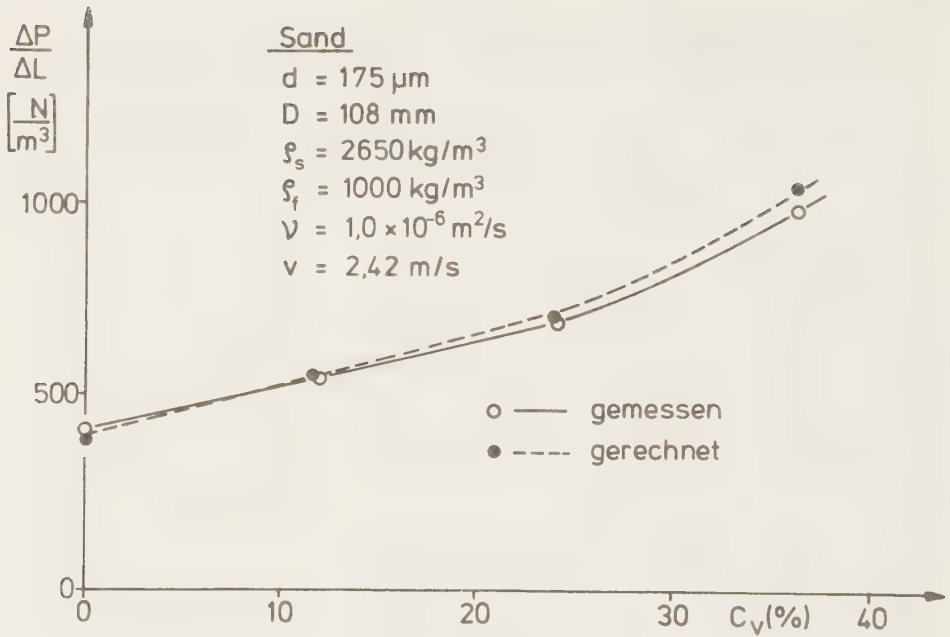


Abb. 12 (Ref. S.R.C.)

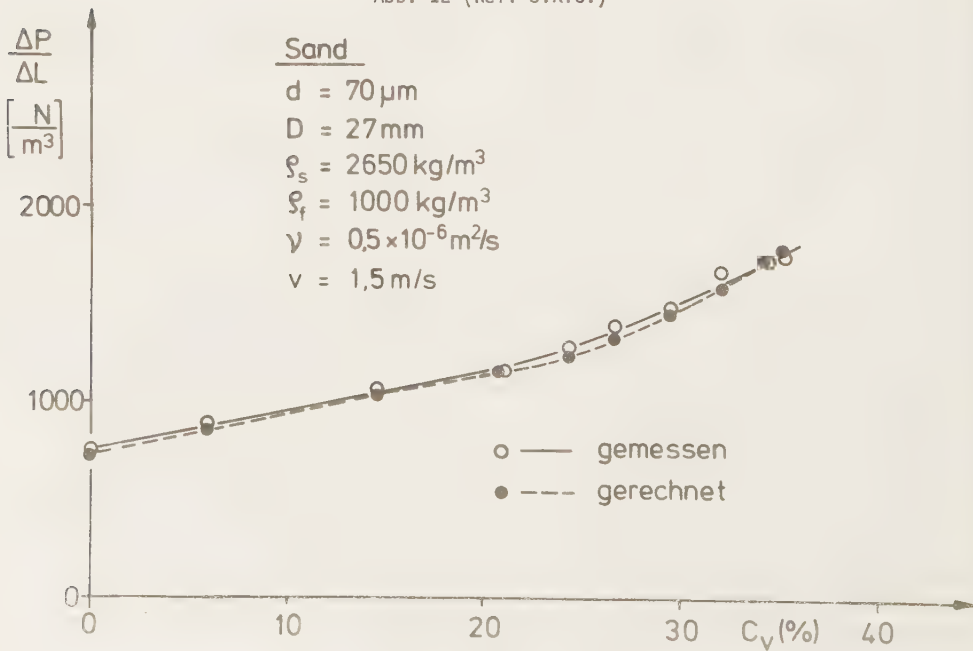


Abb. 13 (Ref. Plass)

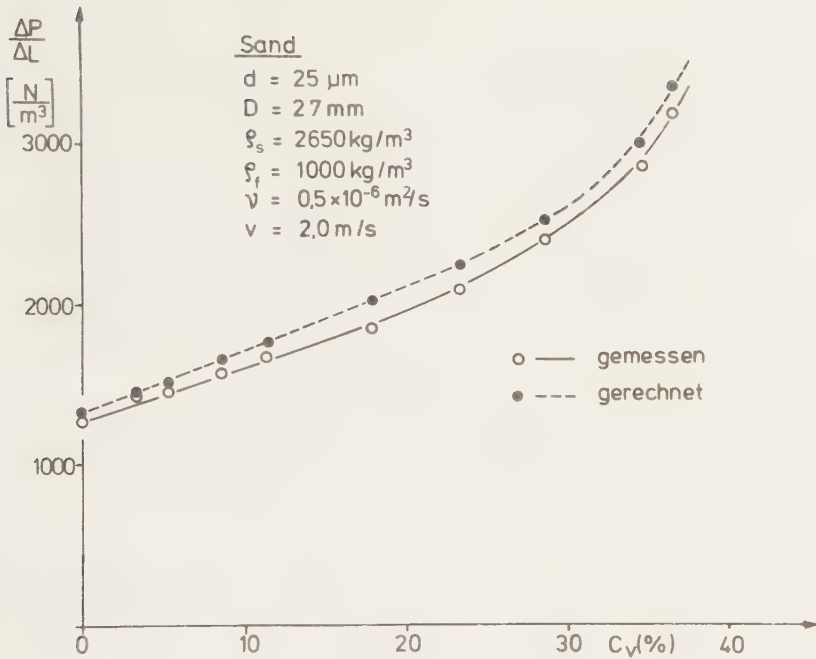


Abb. 14 (Ref. Plass)

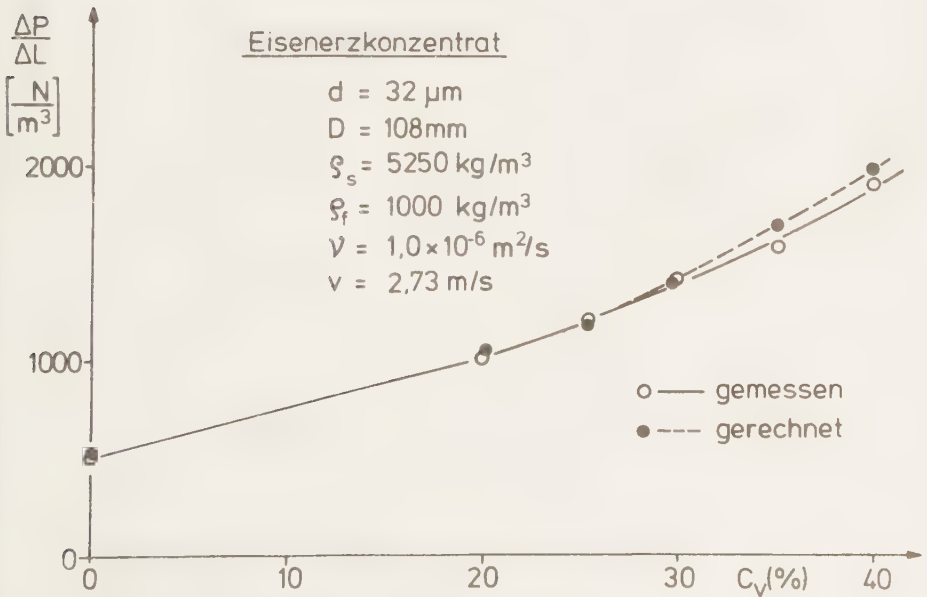


Abb. 15 (Ref. S.R.C.)

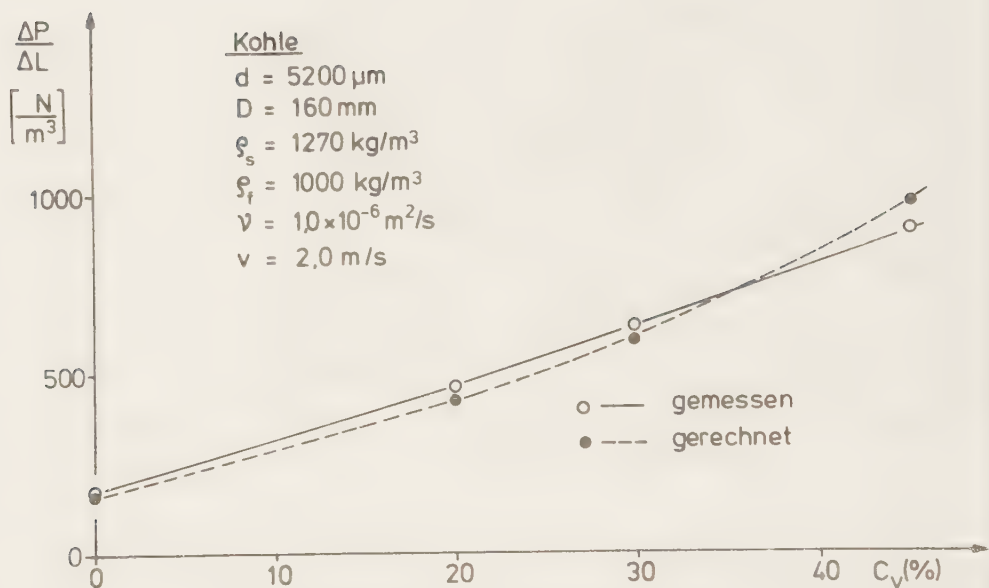


Abb. 16 (Ref. Gaessler)

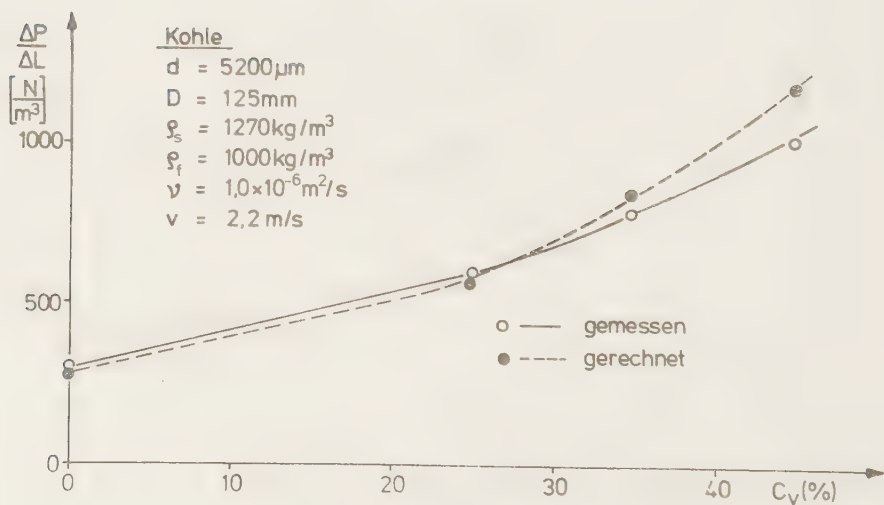


Abb. 17 (Ref. Gaessler)

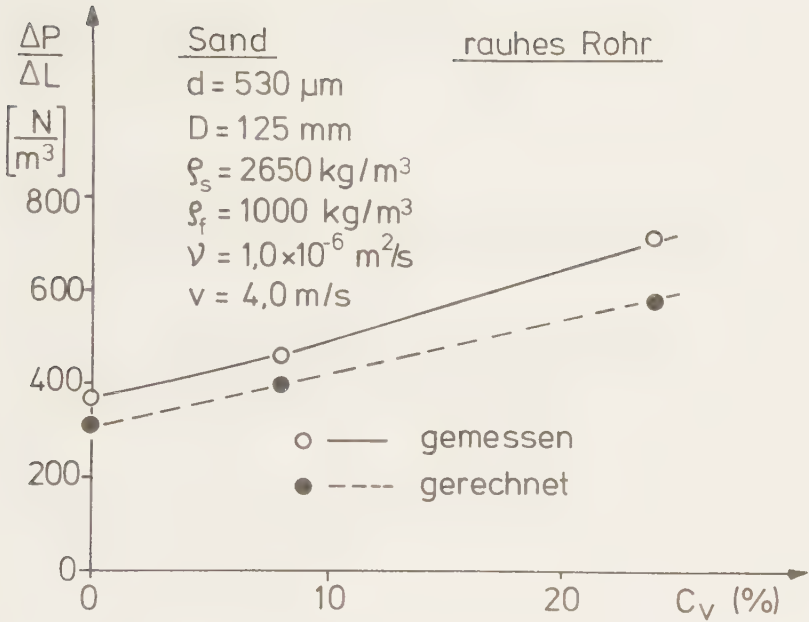


Abb. 18 (Ref. Führrbörter)

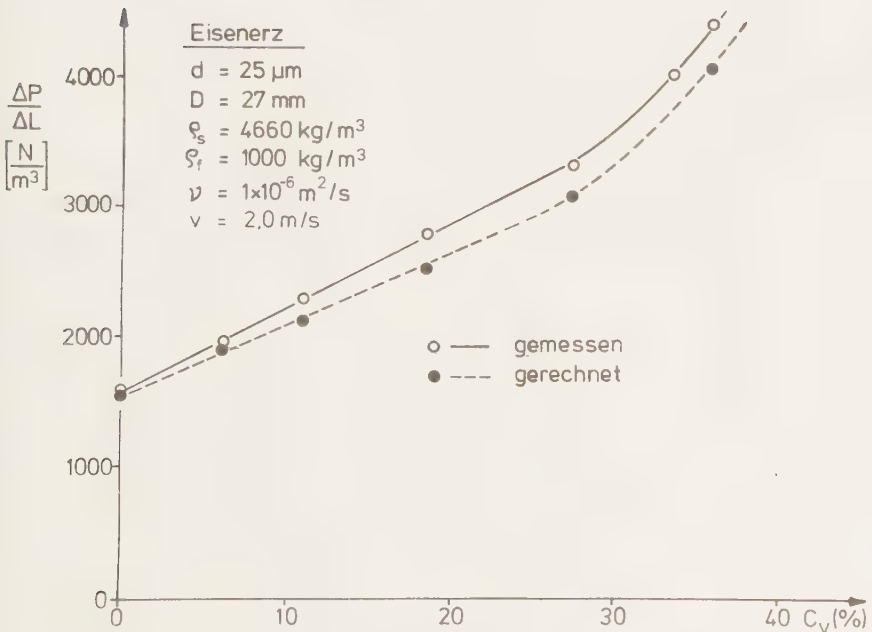


Abb. 19 (Ref. Plass)

9. Zusammenfassung

Das neue vorgestellte Konzept für die Vorausberechnung des Druckverlustes bei hydraulischer Förderung wurde mit eigenen wie fremden Messungen ohne Ausnahme bestätigt.

Das Zustandsdiagramm für die hydraulische Förderung (Abbildung 11) läßt den Zusatzdruckverlust im breiten Bereich von Geschwindigkeit, Korngröße und Dichte des Feststoffes, Konzentration der Suspension und Rohrraummesser vorausberechnen.

Das Konzept erscheint schließlich auch flexibel genug für gegebenenfalls erforderliche Erweiterungen.

10. Symbolverzeichnis

Lateinische Buchstaben

A	Auftriebskraft	[N]
D	Rohrdurchmesser	[m]
Eu	Eulerzahl, definiert durch Gl. 20	[-]
F_1	Mittlere Schleppkraft des Fluids	[N]
Fr_p	Froudezahl der Partikel, definiert durch Gl. 15	[-]
Fr^*	Mit der Sinkgeschwindigkeit der Partikeln gebildete Froudezahl, definiert durch Gl. 63	[-]
I	Druckgefälle der Suspension	[-]
I_w	Druckgefälle des Fluids	[-]
K	Numerische Konstante	[-]
M_s	Masse des Feststoffs	[kg]
$\dot{M}_s$	Massenstrom des Feststoffs	[kg/s]
Pa	Partikel-Partikel-Stoßzahl, definiert durch Gl. 16	[-]
$\overline{P}_1$	Zusätzliche Verlustleistung pro Partikel, definiert durch Gl. 31	[-]
Re	Reynoldszahl (Rohr), definiert durch Gl. 3	[-]
$\overline{Re}_p$	Reynoldszahl der Partikeln, definiert durch Gl. 19	[-]
$\overline{Re}_{wf}$	Mit der Sinkgeschwindigkeit der Partikeln gebildete Reynoldszahl, definiert durch Gl. 53	[-]
S	Schwerkraft	[N]
$\dot{V}_{susp}$	Volumenstrom der Suspension	[m ³ /s]
W	Wandstoßzahl, definiert durch Gl. 17	[-]
X	Dimensionslose Kennzahl, definiert durch Gl. 39	[-]
Y	Dimensionslose Kennzahl, definiert durch Gl. 41	[-]
Z	Dimensionslose Kennzahl, definiert durch Gl. 43	[-]

c	Numerische Konstante	$[-]$
c_v	Volumenkonzentration des Feststoffs	$[-]$
$c_{v \max}$	Maximale förderbare Konzentration	$[-]$
c_{v_0}	Grenzkonzentration	$[-]$
c_w	Widerstandsbeiwert der einzelnen Partikel	$[-]$
d	Partikeldurchmesser	$[m]$
dp_{50}	Mittlerer Partikeldurchmesser ($d = dp_{50}$)	$[m]$
g	Erdbeschleunigung	$[m/s^2]$
m	Masse der Partikel	$[kg]$
$\bar{u}$	Mittlere Strömungsgeschwindigkeit, definiert durch Gl. 1	$[m/s]$
u_t	Schubspannungsgeschwindigkeit	$[m/s]$
v	Mittlere Strömungsgeschwindigkeit, definiert durch Gl. 25	$[m/s]$
v_{abs}	Absolute Partikelgeschwindigkeit	$[m/s]$
v_{rel}	Relativgeschwindigkeit	$[m/s]$
$(v_{rel} \ v)_0$	Rechnerischer Partikelschlupf, definiert durch Gl. 59	$[-]$
$(v_{rel} \ v)_r$	Rechnerischer Partikelschlupf, definiert durch Gl. 61	$[-]$
w_f	Sinkgeschwindigkeit der Partikel	$[m/s]$
x	Zusätzliche Druckverlustkennzahl, definiert durch Gl. 52	$[-]$
x^*	Zusätzliche Druckverlustkennzahl, definiert durch Gl. 58	$[-]$
x_0	Zusätzliche Druckverlustkennzahl ($x_0 = x^*$ im Bereich $0 \leq c_v \leq 0.25$)	$[-]$
z^*	Dimensionsloser Abstand von der Wand	$[-]$
z	Partikelzahl	$[-]$

Griechische Buchstaben

ΔL	Rohrlänge	[m]
ΔP_{susp}	Druckgradient der Suspension	[N/m ³]
ΔP_w	Druckgradient des Fluids	[N/m ²]
ΔP_z	Zusätzlicher Druckgradient	[N/m ²]
$\Delta P/\Delta L$	Druckverlust der Suspension	[N/m ³]
$\Delta P_w/\Delta L$	Druckverlust des Fluids	[N/m ³]
Δt	Zeitspanne	[s]
η_F	dynamische Zähigkeit des Fluids	[kg/ms]
$\psi_{\text{frik}}, \psi_p,$ ψ_w	Numerische Konstante	[-]
λ	Reibungsbeiwert	[-]
ν_F	kinematische Zähigkeit des Fluids	[m ² /s]
π_1	Dimensionslose Kennzahl, definiert durch Gl. 35	[-]
π_2	Dimensionslose Kennzahl, definiert durch Gl. 44	[-]
π_3	Dimensionslose Kennzahl, definiert durch Gl. 46	[-]
π_4	Dimensionslose Kennzahl, definiert durch Gl. 41	[-]
ρ_F	Dichte des Fluids	[kg/m ³]
ρ_S	Dichte des Feststoffs	[kg/m ³]
ρ_{susp}	Dichte der Suspension	[kg/m ³]
μ	Beladung des Feststoffs	[-]
κ	Karmansche Konstante	[-]

11. Literaturverzeichnis

- [1] Gödde, E.: Untersuchungen zur kritischen Geschwindigkeit heterogener hydraulischer Feststoffförderung
Dissertation Universität Karlsruhe 1977.
- [2] Wasp, E.J.: Slurry Pipeline Economics and Application
Hydrotransport 1
First International Conference on the Hydraulics
Transport of Solids in Pipes 1970, Paper K 3, S. 39-62.
- [3] Hering, N.: Metalle aus Tiefsee-Erzen
Stahl und Eisen 91 (1971) 8, S. 452.
- [4] Hoffmann, E.J.: Coal Conversion
The Energon Company, Laramie/Wyoming 1978.
- [5] Renner, P.;
Wellmann, P.: Solids Transport by Pipelines
Congreso Latinoamericano de Quimica
Concepción, Chile. Noviembre 1977.
- [6] Sutulov, A.: Del Cobre y Nuestro Desafio
Publicacion CIMM, Santiago de Chile 1978.
- [7] Blatch, N.S.: Diskussionsbeitrag zu "Water Filtration at
Washington D.C."
Am. Soc. Civ. Engrs. Trans. 57 (1906), S. 400.
- [8] Howard, G.W.: Transportation of Sand and Gravel in a Four-Inch Pipe
Am. Soc. Civ. Engrs. Trans. 104 (1939), S. 1334.
- [9] Ismail, H.M.: Turbulent Transfer Mechanism and Suspended
Sediment in closed channels
Am. Soc. Civ. Engrs. Trans. 117 (1952), S. 409.
- [10] Durand, R.: Basic Relationships of the Transportation of Solids
in Pipes-Experimental Research.
Proc. Minnesota Inst. Hydraulic Conv. (1953), S. 89.

- [11] Zandi, I. : Advanced in solid-liquid flow in pipes and its
 application
 Pergamon Press Oxford 1971

- [12] Govier, G.W.; The flow of complex mixtures in pipes
 Aziz, K. : Van Nostrand Reinhold Company
 New York, 1972.

- [13] Vanoni, V.A. : Transportation of Suspended Sediment by Water
 Am. Soc. Civ. Engrs. Trans. 3 (1944), S. 793.

- [14] Elatta, C.E.; The Dynamics of Open Channel Flow with Suspensions
 Ippen, A.T. : of Neutral Buoyant Particles.
 Hydrodyn. Lab. Techn. Rep. 45 (1961), M.I.T.,
 Cambridge.

- [15] Kazanskij, I. : Zur Turbulenzstruktur von Feststoff-Wasser-Strömungen
 in Rohrleitungen
 Sonderdruck aus H. 37 (1972) der Mitteilungen des
 Franzius-Inst. TU Hannover.

- [16] Durst, F. : Development and Application of Optical Anemometries
 Dissertation University of London (1972).

- [17] Zisselmar, R. : Experimentelle Untersuchungen zum Turbulenzverhalten
 der Suspensionsrohrströmung
 Dissertation Universität Erlangen-Nürnberg 1978.

- [18] Hackeschmidt, M. : Zur Berechnung des stoffbeladenen Massenstroms
 mittels Ungleichförmigkeitsfaktoren
 Maschinenbautechnik 19 (1970) H. 4, S. 213.

- [19] Wallis, G. : One dimensional Two-phase flow
 Mc Graw Hill Company, New York 1969.

- [20] Gaessler, H.: Experimentelle und theoretische Untersuchungen über die Strömungsvorgänge beim Transport von Feststoffen in Flüssigkeiten durch horizontale Rohrleitungen
Dissertation Universität Karlsruhe 1966.
- [21] Brauer, H.: Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmungen
Verlag Sauerländer Aarau und Frankfurt/M., S. 507.
(1970)
- [22] Molerus, O.: Zur Beschreibung feststoffbeladener Strömungen
Chemie-Ingenieur-Technik 49 (1977), S. 945.
- [23] Truckenbrodt, E.: Strömungsmechanik
Springer-Verlag Berlin 1968.
- [24] Salazar, A.: Estudio de abrasion en tuberias.
Report CIMM, Santiago de Chile 1977.
- [25] Charles, M.E.: Transport of Solids by Pipeline
Hydrotransport 1
First International Conference on the Hydraulics
Transport of Solids in Pipes (1970)
Paper A-3, S. 25-36.
- [26] Ebert, K.F.
Plass, L. und
Wellmann, P.: Experimentelle Untersuchungen zur turbulenten
Strömung von Erzsuspensionen in horizontalen Rohr-
leitungen
Chemie-Ingenieur-Technik 48 (1976) 1, S. 69
- [27] Heine, H.: Hydraulischer Feststofftransport in Rohren.
Ein Beitrag zur Förderung von Erzen.
Dissertation TU Braunschweig 1977.
- [28] Goldsmith, H.L.;
Mason, S.G.: The Microrheology of Dispersions in Rheology-
Theory and Applications.
Eirich, F.R., New York und London
Academic Press 1967, S. 210, 230.

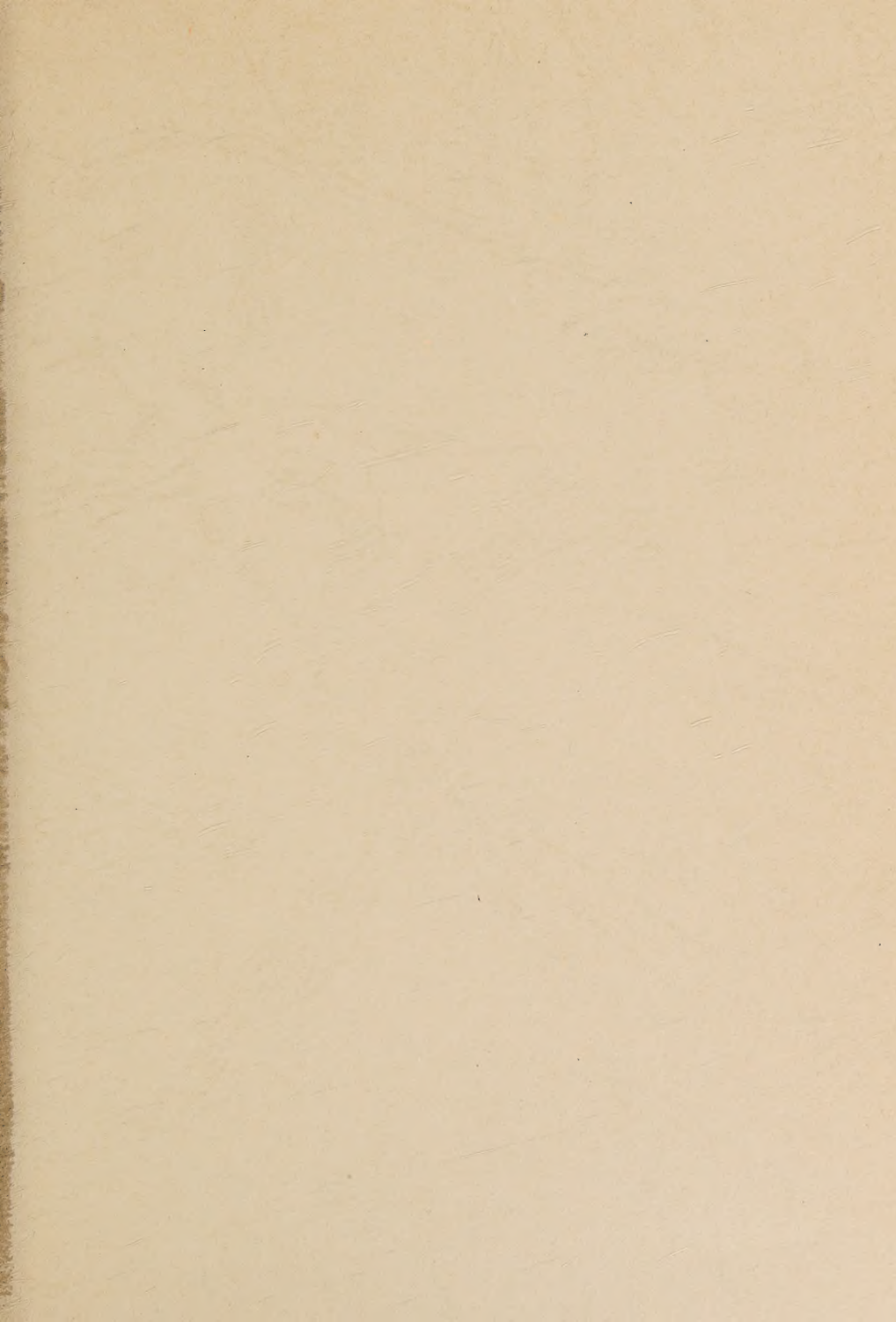
- [29] Maude, A.D.; Particle migration in suspension flows.
Yearn, J.A.: J. Fluid Mech. (1967), 30, part 3, S. 601-621.
- [30] Karnis, A.; The flow of suspensions through tubes.
Goldsmith, H.L.: Can. J. Chem. Engng. 44, S. 181-193, (1966).
- [31] Zierep, J.: Ähnlichkeitsgesetze und Modellregeln der
Strömungslehre.
Braun, Karlsruhe 1972.
- [32] Wellmann, P.: Experimentelle Untersuchung zur hydraulischen
Feststoffförderung.
Bericht eines U.N.O. Stipendiums am Lehrstuhl für
Mechanische Verfahrenstechnik der Universität
Erlangen-Nürnberg. (1975)
- [33] Vocadlo, J.J.: Prediction of pressure gradient for the horizontal
turbulent flow of slurries.
Second International Conference of the Hydraulic
Transport of Solids in Pipes. Paper C 1, S. 1-12.(1972)
- [34] Plass, L.: Wärmeübergang und Druckverlust bei Feststoff-Flüssig-
Suspensionen feiner Teilchen im gesamten pumpfähigen
Konzentrationsbereich.
Dissertation Universität Erlangen-Nürnberg 1972.
- [35] Schriek, W.; Experimental Studies on the Transport of Two
Smith, L.G.; Different Sands in Water in 2, 4, 6, 8, 10 and
Haas, D.B.; 12 inch Pipelines.
Husband, W.H.W.: Report VII, Sarkatchewan Research Council S.R.C. 1973.
- [36] Schriek, W.; Experimental Studies on the Hydraulic Transport
Smith, L.G.; of Iron Ore
Haas, D.B.;
Husband, W.H.W.: Report III, Sarkatchewan Research Council, S.R.C. 1973.

- [37] Plass, L.: Druckverlustmessungen mit einer Eisenerz-suspension (nicht veröffentlicht) (1974)
- [38] Führbater, A.: Über die Förderung von Sand-Wasser-Gemischen in Rohrleitungen
Bericht aus dem Franzius-Institut der
T. H. Hannover (1961).

LEBENS LAUF

=====

- 7.7.1947 geb. als Sohn des Angestellten Renato Wellmann und seiner Ehefrau Eliana Valdivia in Santiago de Chile
- 1.3.1953-23.12.1964 Besuch der Schule "Liceo Alemán" in Santiago de Chile
- 27.1.1965 Bachillerato (Abitur)
- 1.3.1965-20.12.1965 Besuch der Universität von Concepción - Chile
- 1.3.1966-20.12.1972 Studium der Ingenieurwissenschaften an der Universität von Chile in Santiago
- 1.4.1972-5.10.1973 Wissenschaftliche Hilfskraft am "Centro de Investigación Minera y Metalurgica" in Santiago - Chile
- 5.10.1973 Diplom-Prüfung - Fachrichtung Bergbau
Titel: Ingeniero Civil de Minas
- 5.10.1973-28.2.1974 Wissenschaftlicher Mitarbeiter am "Centro de Investigación Minera y Metalurgica" in Santiago - Chile
- 1.3.1975-31.3.1976
- 1.3.1974-28.2.1975 Stipendiat der Vereinten Nationen am Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Erlangen-Nürnberg (Prof. Dr.-Ing. O. Molerus)
- 1.4.1976-28.2.1978 Abteilungsleiter am "Centro de Investigación Minera y Metalurgica" in Santiago - Chile
- 1.3.1978-30.9.1978 DAAD Stipendiat am Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Erlangen-Nürnberg (Prof. Dr.-Ing. O. Molerus)
- 1.10.1978 bis heute Wissenschaftlicher Mitarbeiter am Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Erlangen-Nürnberg (Prof. Dr.-Ing. O. Molerus)



Copy-Center 2000

852 ERLANGEN · Obere Karlstr. 30
Tel. 09131-26197